

# **Estudo de um sistema de gaseificação para cogeração - Estudo experimental e de aplicação**

*Diogo Filipe Duarte Castanheira*

**Dissertação de Mestrado**

Orientador: Prof. Armando Carlos Figueiredo Coelho de Oliveira



**Mestrado Integrado em Engenharia Mecânica**

Porto, junho 2017



*“A verdade, se ela existe,  
Ver-se-á que só consiste  
Na procura da verdade  
Porque a vida é só metade”*

*Fernando Pessoa, Poesias Inéditas (1930-1935)*



## Resumo

A dissertação apresentada aborda, numa primeira etapa, uma revisão bibliográfica sobre gaseificação, no que consiste, e os diversos sistemas e aplicações.

O principal objetivo da dissertação foi caracterizar um sistema real de gaseificação de biomassa, tendo-se procedido à respetiva análise de funcionamento. Foram avaliados parâmetros como tempos de arranque, temperaturas de funcionamento, composição e poder calorífico do gás de produção, para além de balanços mássico e energético do sistema, permitindo estipular também rendimentos de gaseificação.

Conclui-se do sistema que as composições e poderes caloríficos do gás de produção variam entre diferentes ensaios, mas não se alteram significativamente ao longo de cada ensaio. Os resultados obtidos foram comparados com valores indicados em referências bibliográficas, encontrando-se o sistema com valores próximos aos registados em outros sistemas equivalentes. Foram também avaliados parâmetros como o tempo de arrefecimento e a capacidade de arranque intermédio a diversas temperaturas.

Um segundo objetivo desta dissertação foi avaliar teoricamente a aplicação do sistema de gaseificação a um possível sistema de cogeração. Considerou-se um motor alternativo de combustão interna aplicado à geração de eletricidade e calor no qual se estimou um rendimento elétrico de 23,2 % e um rendimento térmico de 33,1%. Do sistema de gaseificação para cogeração aplicou-se um caso de estudo teórico no qual se analisou a capacidade do sistema em cumprir a procura energética.



# Study of a gasification system applied to cogeneration – experimental and evaluation study

## Abstract

This dissertation presents, in a first step, a bibliographic review about the gasification, regarding its concept and all the kind of systems and methods usually applied.

The main focus of the dissertation is to describe a real gasification system using biomass. The parameters analyzed were the starting time, working temperatures, chemical composition and the heating values of the producer gas, followed by a mass and energy flow balance, with which was possible to estimate the system's efficiency.

From the data analysis was concluded that the heating values of the producer gas varies in different tests but doesn't significantly change in the same test. The efficiency results obtained were compared with external data and the system registered similar values with other similar systems. It was also tested the cooling times and the capacity of intermediate starting of the system at different temperatures.

A second goal for this dissertation was to evaluate the application of the gasification system towards a possible cogeneration application. It was considered an alternative internal combustion engine applied to the generation of electricity and heat in which the system was estimated to get a 23.2 % of electric efficiency and 33.1 % of thermal efficiency. The gasification system for cogeneration was applied a theoretical application study in which was analyzed the capacity of the system in meet the energy demand





## Agradecimentos

A conclusão desta dissertação assinala também o fim de um ciclo que foi este curso e exatamente por isso que deixo nestes agradecimentos uma palavra de apreço a todos os que contribuíram para este momento e finalização desta etapa.

Em primeiro lugar, quero agradecer à minha família por todo o apoio e motivação que me dedicaram em todos os momentos da minha vida, não só académica. Agradeço por todo o apoio que nunca deixaram de transmitir e por sempre me terem proporcionado as melhores condições para este feito.

Deixo aqui também um muito obrigado a todos os amigos que fiz nesta faculdade e vida académica, na qual me deram motivação e memórias que me permitiram encarar este desafio com vontade e determinação.

Gostaria, ainda de agradecer ao Engenheiro João Soares pelo apoio dado na realização desta dissertação.

Por fim, mas não menos importantes, agradeço aos meus amigos mais chegados pelo apoio que me deram neste percurso, salientando a amizade e o companheirismo dos meus amigos Pedro Pereira e Rui Ponte.

A todos vocês, por tudo, um muito obrigado...

Diogo Filipe Duarte Castanheira



## Índice de Conteúdos

1	Introdução .....	1
1.1	Objetivo.....	2
1.2	Unidade de Gaseificação.....	3
2	Estado da arte.....	5
2.1	Teoria da gaseificação.....	5
2.1.1	Secagem.....	5
2.1.2	Pirólise .....	5
2.1.3	Decomposição do Alcatrão (óleos obtidos de pirólise) .....	6
2.1.4	Oxidação/Combustão parcial.....	7
2.1.5	Redução .....	7
2.2	Composição do gás produzido, suas variáveis e propriedades da biomassa..	8
2.2.1	Razão de ar .....	8
2.2.2	Humidade da biomassa.....	9
2.2.3	Temperatura de gaseificação .....	10
2.2.4	Tempo de residência .....	11
2.2.5	Agente de gaseificação .....	11
2.3	Rendimento de um sistema de gaseificação.....	12
2.4	Tipos de Gaseificadores .....	13
2.5	Cogeração através de um sistema de gaseificação.....	15
2.5.1	Desenvolvimento das tecnologias .....	15
2.5.2	Custo de implementação e amplitudes de funcionamento .....	15
2.5.3	Qualidade de gás.....	16
2.5.4	Viabilidade comparativa.....	16
2.5.5	Critérios para avaliação de um sistema de cogeração .....	17
3	Instalação de gaseificação utilizada.....	19
3.1	Componentes e métodos de medição .....	20
3.2	Arranque .....	31
3.3	Sistema de análise gás.....	32
3.4	Biomassa utilizada .....	33
3.4.1	Processo de separação de biomassa.....	34
3.5	Dificuldades técnicas .....	36
4	Resultados experimentais e análise.....	37
4.1	Outros ensaios: .....	60
4.2	Análise dos resultados experimentais .....	62
5	Caso de estudo .....	67
5.1	Motor alternativo de combustão interna .....	67
5.2	Sistema de gaseificação e cogeração – quantificação .....	69
6	Conclusões e perspetivas de trabalhos futuros .....	79
	Referências .....	81
	Anexo A – Resultados Experimentais .....	85



## Nomenclatura

Simbologia	Propriedade	Unidade
<b>Grega</b>	-	-
$\beta$	Razão de diâmetros na placa orifício	-
$\Delta\text{Comb}$	Economia de combustível	kW
$\Delta h$	Variação de altura	m
$\eta_{\text{alt,ele}}$	Rendimento elétrico artificial	-
$\eta_b$	Rendimento térmico de uma caldeira convencional	-
$\eta_{\text{combustão}}$	Rendimento da queima de combustível	-
$\eta_{\text{e,CV}}$	Rendimento elétrico convencional	-
$\eta_{\text{elétrico}}$	Rendimento elétrico de um sistema	-
$\eta_{\text{ele}}$	Rendimento elétrico do sistema de cogeração	-
$\eta_{\text{ex}}$	Rendimento exergético	-
$\eta_{\text{gerador}}$	Rendimento do gerador elétrico	-
$\eta_{\text{global}}$	Rendimento global do sistema	-
$\eta_m$	Rendimento mecânico do sistema de gaseificação	-
$\eta_t$	Rendimento térmico do sistema de gaseificação	-
$\eta_{\text{térmico}}$	Rendimento térmico	-
$\rho_{\text{aparente}}$	Massa volúmica aparente da biomassa	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_x$	Massa volúmica do composto x	kg/m <sup>3</sup>
$\phi$	Razão de ar	-
<b>Latina</b>	-	-
$C_p$	Capacidade térmica mássica	kJ/(kg·K)
$D_{\text{reservatório}}$	Diâmetro do reservatório	m
FUE	Fator de utilização de energia	-
FUE <sub>e</sub>	Fator de utilização de energia (produção elétrica)	-
FUE <sub>p</sub>	Fator de utilização de energia ponderado	-
$\dot{I}_r$	Potência perdida por irreversibilidades	kW
IEE	Índice de Economia de Energia	-
$\dot{m}_{\text{biomassa}}$	Caudal mássico de biomassa consumido	kg/s
$\dot{m}_{\text{gás}}$	Caudal mássico de gás produzido	kg/s
$\frac{m_{\text{ar}}}{m_{\text{gás}}}$	Razão mássica ar – gás	-
$\left(\frac{m_{\text{ar}}}{m_{\text{gás}}}\right)_{\text{esteq.}}$	Razão mássica ar – gás estequiométrica	-
$M_{\text{gás}}$	Massa molar do gás de produção	g/mol
$M_{\text{ar}}$	Massa molar do ar	g/mol
$P_{\text{amb}}$	Pressão ambiente	Pa
$P_{\text{comb}}$	Pressão registada na zona de combustão	Pa
$P_{\text{combustível}}$	Preço de combustível	€/kWh
$P_e$	Preço de eletricidade	€/kWh
$P_{\text{e,venda}}$	Preço de venda de eletricidade	€/kWh
$P_q$	Preço de energia térmica	€/kWh
$P_{\text{ratio}}$	Razão entre pressão de combustão e de reator	%
$P_{\text{react}}$	Pressão registada à saída do reator	Pa

PCI	Poder calorífico inferior	MJ/m <sup>3</sup> ou MJ/kg
PCI <sub>biomassa</sub>	Poder calorífico inferior da biomassa	kJ/kg
PCI <sub>gás</sub>	Poder calorífico inferior do gás de produção	kJ/kg
PCI <sub>gás,prod.</sub>	Poder calorífico inferior do gás de produção	MJ/m <sup>3</sup>
PCI <sub>mistura,estq.</sub>	Poder calorífico inferior da mistura estequiométrica de gás produzido e ar	MJ/m <sup>3</sup>
$\dot{Q}_a$	Calor introduzido no sistema após queima do combustível	kW
$\dot{Q}_{gás}$	Potência térmica do gás de produção	kW
$\dot{Q}_{g,esc.}$	Potência térmica dos gases de escape	kW
$\dot{Q}_{refri}$	Potência térmica do sistema de refrigeração do motor	kW
$(R_{A/C})_{esteq.}$	Razão ar-combustível estequiométrico	-
$(R_{A/C})_{real}$	Razão ar-combustível real	-
R <sub>C/A</sub>	Razão combustível-ar	-
RCE	Razão calor eletricidade	-
RDEP	Razão de demanda de energia primária	-
T <sub>a</sub>	Temperatura ambiente	K
T <sub>amb</sub>	Temperatura ambiente registada	°C
t <sub>banho</sub>	Tempo de banho considerado	min
T <sub>c,i</sub>	Temperatura de entrada do fluido frio	°C
T <sub>c,s</sub>	Temperatura de saída do fluido frio	°C
T <sub>h,i</sub>	Temperatura de entrada do fluido quente	°C
T <sub>h,s</sub>	Temperatura de saída do fluido quente	°C
T <sub>u</sub>	Temperatura de utilização	K
$\dot{V}_{água}$	Caudal volúmico de água	[m <sup>3</sup> /h]
$\dot{V}_{chuveiro}$	Caudal de água no chuveiro	l/min
w(%)	Humidade relativa, base húmida	-
$\dot{W}$	Trabalho desenvolvido pelo motor	kW
y <sub>x</sub>	Fração mássica do composto x	-
z	Fração volúmica	-
z(%)	Fração volúmica em percentagem	%

Abreviaturas	Significado	Unidade
ANA	Entradas analógicas	-
CC	Células combustível	-
FET\	Transístores de efeito de campo	-
LHV	Poder calorífico inferior	MJ/m <sup>3</sup>
MACI	Motor alternativo de combustão interna	-
PCS	Poder calorífico superior	MJ/kg
PS	Sensor de pressão	-
TG	Turbina a gás	-

## Índice de Figuras

Figura 1.1 – Imagens de carro com sistema de gaseificação, foto de 1946, Adaptado de Decker (2010)	2
Figura 1.2 – Imagem do sistema de gaseificação motor e gerador utilizado (LABS, 2015c).	4
Figura 1.3 – Imagem do sistema de gaseificação utilizado (LABS, 2015b).	4
Figura 2.1 – Dados experimentais e modelo previsto das frações volúmicas dos gases produzidos em função da razão combustível-ar utilizada. Adaptado de Melgar et al. (2007).	9
Figura 2.2 - Relação da fração volúmica do gás produzido em função da humidade da biomassa para um sistema com 15% de perdas de calor. Adaptado de Department (1986).	9
Figura 2.3 – Efeito da temperatura de gaseificação sobre os compostos obtidos, modelo de um sistema de gaseificação de vapor com gaseificador fluidizado de 2 andares. Adaptado de Schuster et al. (2001)	10
Figura 2.4 - Efeito da temperatura na zona de redução à composição do gás de produção. Análise de um modelo de equilíbrio termodinâmico de um sistema de gaseificação. Adaptado de Sharma (2008).	10
Figura 2.5 – Esquema de diferentes tipos de gaseificadores existentes. Adaptado de (Sansaniwal et al., 2017).	13
Figura 2.6 - Tipos de gaseificadores de leito fixo. (a) fluxo concorrente (b) fluxo contracorrente (c) fluxo cruzado. Adaptado Sansaniwal et al. (2017).	14
Figura 2.7 – Gaseificadores de leito fluidizado, esquerda – efeito borbulhante, direita – efeito circulante. Adaptada de Sansaniwal et al. (2017) e Lora et al. (2012).	14
Figura 3.1 – Componentes e etapas da gaseificação associadas a cada elemento do gaseificador (LABS, 2015c).	19
Figura 3.2 – Elementos da zona superior do gaseificador	20
Figura 3.3 – Componentes do sistema de gaseificação desde o sistema de pirólise até à saída do separador ciclónico.	21
Figura 3.4 – Esquema representativo da zona de combustão (azul) e redução (vermelho) do sistema de gaseificação (LABS, 2015c).	22
Figura 3.5 – Esquema do funcionamento de remoção de cinzas do reator do gaseificador (LABS, 2015c).	22
Figura 3.6 –Componentes na zona de combustão e redução do sistema.	23
Figura 3.7 – Entradas e saídas do gás na zona de secagem.	23
Figura 3.8 – Filtro e componentes de controlo do sistema.	24
Figura 3.9 – Esquema da constituição do filtro de partículas (LABS, 2015b).	25
Figura 3.10 – Ventiladores e sistema de escape dos gases produzidos.	26
Figura 3.11 – Imagem descritiva da posição do caudalímetro de ar.	27
Figura 3.12 – Imagem do posicionamento da placa de orifício para medição do caudal de gás produzido e detetor de monóxido de gás utilizado por razões de segurança em caso de fugas.	28
Figura 3.13 – Tomadas de pressão de combustão e reação do reator do sistema de gaseificação (LABS, 2015c).	29
Figura 3.14 – Zonas de tomada de temperatura através de termopares do tipo K (LABS, 2015c).	29
Figura 3.15 – Imagens do PCU, exemplo de ligação à esquerda e legenda de componentes na imagem da direita (LABS, 2015c).	31
Figura 3.16 – Ilustração do método de análise gás aplicado.	32
Figura 3.17 – Analisador de gás utilizado (parte superior esquerda) e separador de partículas (restantes).	32
Figura 3.18 – Pesagem da biomassa para determinação da massa volúmica aparente.	33
Figura 3.19 – Filtro de separação de pedaços demasiado finos (direita) e acumulação dos mesmos (esquerda).	34
Figura 3.20 – Filtro de separação de pedaços demasiado grossos (esquerda) e acumulação dos mesmos (direita).	35
Figura 3.21 – Ilustração dos tamanhos que se pretendiam separar (tamanho aumenta da esquerda para a direita).	35

Figura 3.22 – Imagem da biomassa inicial (figuras de cima) e resultados após peneira de finos (sacos de biomassa para peneira de pedaços grossos na figura inferior direita e saco com pedaços finos na figura inferior esquerda). .....	36
Figura 4.1 – Método de medição da altura de biomassa. ....	38
Figura 4.2 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 1º ensaio. ....	39
Figura 4.3 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 1º ensaio no arranque do sistema.....	39
Figura 4.4 – Composição volumétrica percentual do gás produzido ao longo do 1º ensaio. ....	40
Figura 4.5 – Gráfico das temperaturas de restrição e redução e dos poderes caloríficos inferiores do gás produzido ao longo do 1º ensaio.....	41
Figura 4.6 – Aproximação de gráfico da Figura 4.5, intervalo de tempo de 0 a 1000 segundos. ....	41
Figura 4.7 – Temperaturas do reator e PCI do gás produzidas, no intervalo de tempo em que se utilizou o método de análise de gás com interrupção do sistema. ....	42
Figura 4.8 – Temperaturas na zona de pirólise do reator em função do tempo, 1º ensaio. ....	42
Figura 4.9 – Temperaturas do gás antes de passar na zona de secagem, depois da zona de secagem e depois do filtro de partículas, 1º ensaio.....	43
Figura 4.10 – Caudal mássico e volúmico de ar e gás produzido, 1º ensaio. ....	44
Figura 4.11 – Massa volúmica determinada para o gás produzido e ar à entrada do gaseificador, 1º ensaio.....	44
Figura 4.12 – Caudal mássico de gás teórico e de gás e ar medido no 1º ensaio. ....	45
Figura 4.13 - Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 2º ensaio. ....	46
Figura 4.14 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 2º ensaio no arranque do sistema.....	47
Figura 4.15 – Composição volumétrica do gás produzido ao longo do 2º ensaio.....	47
Figura 4.16 – Gráfico das temperaturas de restrição e redução e dos poderes caloríficos inferiores do gás produzido ao longo do 2º ensaio.....	48
Figura 4.17 – Massa volúmica determinada para o gás produzido e ar à entrada no gaseificador, 2º ensaio.....	48
Figura 4.18 - Caudal mássico de gás teórico e de gás e ar medido no 2º ensaio. ....	49
Figura 4.19 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo de arrefecimento. ....	50
Figura 4.20 – Curvas de tendência logarítmicas das temperaturas, note-se que a linha de tendência da temperatura de redução e de gás à saída são iguais.....	50
Figura 4.21 – Processo de encerramento ainda contabilizado no ensaio.....	51
Figura 4.22 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 4º ensaio. ....	52
Figura 4.23 – Composição volumétrica do gás produzido ao longo do 4º ensaio.....	52
Figura 4.24 – Obstrução encontrada devido à acumulação de partículas contidas no gás. ....	53
Figura 4.25 – Gráfico das temperaturas de restrição e redução e dos poderes caloríficos inferiores do gás produzido ao longo do 4º ensaio.....	53
Figura 4.26 – Massa volúmica determinada para o gás produzido e ar à entrada do gaseificador, 4º ensaio.....	53
Figura 4.27 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo de arrefecimento. ....	54
Figura 4.28 – Temperaturas registadas no arranque intermédio realizado no 4º ensaio. ....	54
Figura 4.29 – Composição do gás registado no arranque intermédio realizado no 4º ensaio.....	55
Figura 4.30 – Temperaturas e PCI registados no arranque intermédio realizado no 4º ensaio. ....	55
Figura 4.31 – Temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 5º ensaio.....	56
Figura 4.32 – Composição volumétrica do gás produzido ao longo do 5º ensaio.....	57
Figura 4.33 – Temperaturas de restrição, redução e os poderes caloríficos inferiores do gás produzido, 5º ensaio. ....	57
Figura 4.34 – Massa volúmica determinada para o gás produzido e ar à entrada do gaseificador, 5º ensaio.....	58



Figura 4.35 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo de arrefecimento, 5º ensaio. ....	59
Figura 4.36 – Temperaturas registadas e poder calorífico inferior do gás, 5º ensaio – arranque intermédio. ....	59
Figura 4.37 – Pressão relativa do filtro medida no teste de estanquicidade. ....	60
Figura 4.38 – Composição volumétrica do gás analisado durante remoção de analisador, 1º ensaio... ..	61
Figura 4.39 – Composição do gás e poder calorífico inferior obtidos de sistemas de gaseificação, (E) sistema estudado, (A),(B),(C),(D). Adaptado de Patuzzi et al. (2016). ....	63
Figura 5.1 – Relação da perda de poder calorífico da mistura em função do excesso ou deficiência de ar. Adaptado de Department (1986). ....	68
Figura 5.2 – Relação teórica da eficiência térmica em função da razão de compressão. Adaptado de Department (1986). ....	69
Figura 5.3 – Relação (potência de arrefecimento - potência mecânica) e a velocidade de rotação; (d) ciclo Otto. Adaptado de Heywood (1988). ....	71
Figura 5.4 – Ilustração do potencial energético do sistema de cogeração. ....	72
Figura 5.5 – sistema de recuperação de calor do motor de combustão interna. Atualizar os valores ...	72
Figura 5.6 – Diagrama de Sankey do fluxo energético desde o gás produzido no gaseificador até ao seu aproveitamento energético. ....	73
Figura 5.7 – Consumos percentuais diários diversos. ....	75
Figura 5.8 – Volume de água acumulada em função da carga de funcionamento do gaseificador. ....	76
Figura 5.9 – Volume de biomassa contida no depósito do gaseificador em função da carga de funcionamento. ....	77
Figura A.1 – Pressão relativa registada à saída do filtro de partículas, 1º ensaio. ....	85
Figura A.2 – Massa molar determinada de gás de produção e ar, 1º ensaio. ....	85
Figura A.3 – Temperaturas dos termopares inseridos na zona de pirólise do reator em função do tempo, 2º ensaio. ....	86
Figura A.4 – Temperaturas do gás antes de passar na zona de secagem, depois da zona de secagem e de saída, ou seja, depois do filtro de partículas, 2º ensaio. ....	86
Figura A.5 – Pressão relativa registada à saída do filtro de partículas, 2º ensaio. ....	87
Figura A.6 – Massa molar determinada de gás de produção e ar, 2º ensaio. ....	87
Figura A.7 – Temperaturas dos termopares na zona de pirólise, 4º ensaio. ....	88
Figura A.8 – Temperaturas do gás antes de passar na zona de secagem, depois da zona de secagem e de saída, 4º ensaio. ....	88
Figura A.9 – Caudal mássico de ar e gás produzido, 4º ensaio. ....	89
Figura A.10 – Massa molar registada e utilizada para o gás de produção e ar, 2º ensaio. ....	89
Figura A.11 – Temperaturas dos termopares na zona de pirólise, 4º ensaio – arranque intermédio....	90
Figura A.12 – Temperaturas do gás antes de passar na zona de secagem, depois da zona de secagem e depois do filtro de partículas, 4º ensaio – arranque intermédio. ....	90
Figura A.13 – Caudal mássico de ar e gás produzido, 4º ensaio – arranque intermédio. ....	91
Figura A.14 – Massa volúmica determinada para o gás produzido e ar à entrada, 4º ensaio – arranque intermédio. ....	91
Figura A.15 – Massa molar determinada de gás de produção e ar, 4º ensaio – arranque intermédio. ...	92
Figura A.16 – Pressão relativa registada à saída do filtro de partículas, 4º ensaio. ....	92
Figura A.17 – Temperaturas dos termopares inseridos na zona de pirólise do reator em função do tempo, 5º ensaio. ....	93
Figura A.18 – Temperaturas do gás antes de passar na zona de secagem, depois da zona de secagem e de saída do filtro de partículas, 5º ensaio. ....	93
Figura A.19 – Caudal mássico de ar e gás produzido, 5º ensaio. ....	93
Figura A.20 – Pressão relativa registada à saída do filtro de partículas, 5º ensaio. ....	94
Figura A.21 – Massa molar determinada de gás de produção e ar, 5º ensaio. ....	94



## Índice de Tabelas

Tabela 1.1 – Vantagens e desvantagens da utilização de biomassa, (Pinho, 2015b) .....	1
Tabela 1.2 – Unidades de cogeração em Portugal. Adaptado de Mar (2013) .....	2
Tabela 1.3 – Especificações do sistema de gaseificação em análise, (LABS, 2015b) .....	3
Tabela 1.4 – Especificações do motor e gerados do sistema em análise, (LABS, 2015b) .....	3
Tabela 2.1 – Valores experimentais de frações volúmicas de alcatrão da decomposição térmica para diferentes valores de tempo de residência e temperatura no segundo estágio, realizado num gaseificador de dois estágios. Adaptado de Chaurasia (2016).....	6
Tabela 2.2 – Efeito de catalisador no gás produzido na pirólise. Adaptado de Zabaniotou et al. (2008) .....	6
Tabela 2.3 – Propriedades de biomassa. Adaptado de Higman e van der Burgt (2008b) .....	8
Tabela 2.4 – Composição de gás de produção comuns em gaseificadores de madeira e carvão. Adaptado de Department (1986).....	8
Tabela 2.5 – Vantagens e desvantagens/dificuldades técnicas associadas a cada tipo de agente de gaseificação. (Wang et al., 2008);(Lora et al., 2012);(Beohar et al., 2012);(Tijmens et al., 2002);(Sansaniwal et al., 2017).....	11
Tabela 2.6 – Composição do gás de produção para diferentes tipos de agentes de gaseificação. Adaptado de Lora et al. (2012) .....	12
Tabela 2.7 – Funcionamento, vantagens e desvantagens de diferentes tipos de gaseificadores de leito fixo. Adaptado de (Beohar et al., 2012) .....	13
Tabela 2.8 – Composição de gás de produção para diferentes gaseificadores a ar. Adaptado de Lora et al. (2012) .....	14
Tabela 2.9 – Tecnologias de cogeração desenvolvidas e em desenvolvimento. (Salomón et al., 2011).....	15
Tabela 2.10 – Custos de implementação, gamas de funcionamento e eficiências de vários sistemas de cogeração. Adaptado de Salomón et al. (2011).....	15
Tabela 2.11 – Intervalos de aceitação das partículas no gás produzido, (Lora et al., 2012);(Sansaniwal et al., 2017).....	16
Tabela 3.1 – Componentes do sistema de gaseificação e sua legenda .....	20
Tabela 3.2 – Componentes do sistema de gaseificação e sua legenda .....	21
Tabela 3.3 – Componentes do sistema de gaseificação e sua legenda .....	24
Tabela 3.4 – Componentes do sistema de gaseificação e sua legenda .....	26
Tabela 3.5 – Características dimensionais da placa orifício para medição de caudal de ar introduzido no sistema.....	26
Tabela 3.6 – Características dimensionais da placa orifício para medição de caudal de gás produzido.....	27
Tabela 3.7 – Ações do sistema em função da razão da pressão de combustão e reator do sistema (LABS, 2015b) .....	28
Tabela 3.8 – Conjunto de entradas analógicas, (LABS, 2015c).....	30
Tabela 3.9 – Conjunto de transístores utilizados, (LABS, 2015c) .....	30
Tabela 3.10 – Conjunto de relés eletromecânicos, (LABS, 2015c) .....	30
Tabela 3.11 – Dados e resultados do ensaio da humidade relativa feita à biomassa.....	33
Tabela 3.12 – Séries de ensaios realizados com intuito de determinar a densidade aparente da biomassa utilizado.....	33
Tabela 3.13 – Propriedades obtidas para a biomassa utilizada .....	35
Tabela 3.14 – Consumos estimados, médios e máximos medidos dos diversos componentes do sistema .....	36
Tabela 4.1 – Condições gerais de funcionamento do sistema em diversos ensaios .....	37
Tabela 4.2 – Intervalos considerados durante 1º ensaio.....	38
Tabela 4.3 – Resumo das características obtidas no funcionamento do 1º ensaio .....	46
Tabela 4.4 – Intervalos considerados durante 2º ensaio.....	46
Tabela 4.5 – Resumo das características obtidas no funcionamento do 2º ensaio .....	49
Tabela 4.6 – Tempos de arrefecimentos estimados para uma dada temperatura .....	50
Tabela 4.7 – Intervalos considerados no arranque e teste a carga parcial, 4º ensaio.....	51
Tabela 4.8 – Resumo dos tempos de arranque, 4º ensaio.....	52

Tabela 4.9 – Tempos de arranque obtidos no arranque intermédio, 4º ensaio .....	54
Tabela 4.10 – Resumo dos valores médios registados no arranque intermédio, 4º ensaio.....	56
Tabela 4.11 – Tempos de arranque obtidos no 5º ensaio .....	56
Tabela 4.12 – Resumo dos tempos de arrefecimento para as temperaturas estudadas .....	58
Tabela 4.13 – Pontos de registo.....	60
Tabela 4.14 – Tempo necessário para se atingir 0,50% de fração volúmica dos compostos do analisador de gás.....	61
Tabela 4.15 – Resumo dos tempos de arranque .....	63
Tabela 4.16 – Resumo das características obtidas ao longo do 1º ensaio .....	64
Tabela 4.17 – Resumo das características obtidas ao longo do 2º ensaio .....	65
Tabela 5.1 – Relações estequiométricas oxigénio gás, (Department, 1986) .....	68
Tabela 5.2 – Alguns valores médios dos dois primeiros ensaios .....	69
Tabela 5.3 – Propriedades e características do fluido refrigerante (Tonye. K. Jack, 2013) .....	72
Tabela 5.4 – Resumo das características consideradas do permutador fluido refrigerante – água.....	73
Tabela 5.5 – Resumo das características consideradas do permutador fluido gás de escape-água.....	73
Tabela 5.6 – Parâmetros do sistema de cogeração .....	73
Tabela 5.7 – Componentes elétricos e seus respetivos consumos .....	74
Tabela 5.8 – Condições e necessidades para uma procura total e contínua de água quente para banhos .....	75
Tabela 5.9 – Consumos e produções a plena carga .....	76
Tabela 5.10 – Resumo dos preços energéticos considerados e rendimentos convencionais.....	77
Tabela 5.11 – Balanço diário económico e de produção.....	78

## 1 Introdução

O consumo de energia é indispensável e por vezes dado como bem adquirido na sociedade atual. Sendo a energia consumida sob diversas formas e naturezas, uma diversidade de diferentes características de produção é requerida para obter energia elétrica, térmica, mecânica, entre outras. Neste intuito, e no sentido de melhorar os rendimentos termodinâmicos dos sistemas, associados a um melhor aproveitamento dos recursos, tem surgido cada vez mais instalações de cogeração. Estes sistemas de cogeração permitem a produção de eletricidade e energia térmica através de uma determinada fonte de energia.

As energias de fonte renovável, o consumo indevido de combustíveis fósseis e as respetivas alterações climáticas normalmente associadas são um tópico de debate e controvérsia na sociedade atual. A biomassa, uma fonte de energia presente nos 200 mil anos de desenvolvimento do ser humano, apresenta como uma das vantagens o facto de que, sendo bem gerida, permite uma produção constante e estável de energia. Contudo o seu conceito de renovável é no mínimo contestado, pois como qualquer outra fonte de energia renovável, a sua classificação deriva sempre do consumo energético da sociedade onde é considerada. Colocando estes termos, o consumo de biomassa implica sempre um princípio de renovação da mesma e para além desta classificação, a emissão de dióxido de carbono e outros compostos por sua vez tóxicos na atmosfera têm de constituir um ciclo de absorção e emissão dos mesmos.

Como qualquer outro combustível a sua utilização tem as suas vantagens e desvantagens. Em relação à biomassa estas podem ser resumidas aos seguintes termos:

Tabela 1.1 – Vantagens e desvantagens da utilização de biomassa, (Pinho, 2015b)

<b>Vantagens</b>	<b>Desvantagens</b>
Redução da independência energética	Necessidade de armazenamento e custo de transporte e tratamento elevado
Produção regular e constante	Menor poder calorífico em relação a outros combustíveis utilizados
Balanço nas emissões de CO <sub>2</sub> nulo	Possível insustentabilidade a médio e longo prazo, comprometendo a rentabilidade dos projetos

Em relação à biomassa existente em Portugal, dados referentes de 2013 indicam um total de 2 milhões de toneladas de potencial de biomassa florestal referentes a matos, áreas queimadas, ramos e bichadas, provenientes da floresta. Além destes 2 milhões de toneladas, mais 200 mil toneladas estão disponíveis provenientes da indústria transformadora de madeira (Mar, 2013).

Alguns projetos de cogeração através de biomassa em 2010 assim como a sua produção e consumos estão descritos na Tabela 1.2.

Tabela 1.2 – Unidades de cogeração em Portugal. Adaptado de Mar (2013)

Entidade	Concelho	Potência instalada (kW)	Consumo de biomassa (ton/ano)
Portucel	Viana	8000	97500
Enerpupl	Cacia	6000	11370
Enerpulp	Figueira da Foz	15000	219960
Enerpulp	Setúbal	12000	168480
Caima	Constância	4000	54600

A gaseificação surgiu com o objetivo de produzir energia através de biomassa e por outro lado evitar a libertação de gases com efeitos nocivos para a atmosfera, para além de permitir a implementação de outros métodos de utilização da energia proveniente da madeira. A gaseificação de biomassa é um processo que transforma o material orgânico em gás combustível devido ao efeito de aquecimento e decomposição do mesmo.

A sua utilização remonta aos finais do século XIX no qual estes tipos de sistemas eram usados como alternativa ao gás natural para iluminação. Contudo a primeira aplicação que deu fama ao sistema de gaseificação foi com a sua implementação em veículos motorizados com a substituição do combustível. Este feito, da autoria de George Imbert, remonta ao ano de 1920, que desenvolveu um gaseificador de leito fixo descendente, de patente publicada em 1931 (Imbert, 1931). Imagens destes sistemas de veículos com gaseificadores acoplados ficaram documentados ao longo da segunda guerra mundial, devido à escassez de outros combustíveis.



Figura 1.1 – Imagens de carro com sistema de gaseificação, foto de 1946, Adaptado de Decker (2010)

Para além destes fatores importantes, o gás de produção, resultante da gaseificação de biomassa pode ser usado em diversas aplicações desde formação de biocombustíveis, formação de gás de síntese, constituído por hidrogénio e monóxido de carbono, tendo estes por sua vez diversas aplicações desde formação de produtos químicos, bio metanol e hidrogénio para consumo em células combustíveis.

## 1.1 Objetivo

O principal objetivo desta dissertação será o de caracterizar um sistema de gaseificação e desenvolver um modelo de cogeração através do sistema de gaseificação existente, que será apresentado na secção seguinte.

A abordagem desta dissertação será, em primeiro fazer uma análise do que consiste a gaseificação de biomassa desde o seu processo base às tecnologias utilizadas, vantagens e desvantagens de cada uma destas e na globalidade do processo. Após esta etapa proceder-se-á a uma análise experimental ao sistema de gaseificação existente. A análise experimental coincidirá sobre a formação de gás de produção, quantidade e qualidade, assim como os parâmetros de funcionamento do sistema e como estes fazem variar ou não a produção.

O sistema de gaseificação será sujeito, através de um caso de aplicação teórico, à implementação de uma unidade de cogeração teórica, com o intuito de fornecer calor e energia elétrica num parque de campismo. Este caso de estudo terá uma abordagem teórica sobre o potencial de produção, tanto de energia elétrica como térmica, analisando assim a viabilidade de cogeração em detrimento de sistemas convencionais de produção de energia. O caso de estudo incidirá também num exemplo de produção diária em função das demandas energéticas tomadas e dificuldades técnicas que tais sistemas de gaseificação e cogeração acoplados possam apresentar.

## 1.2 Unidade de Gaseificação

A unidade de Gaseificação analisada encontra-se no departamento de engenharia mecânica da Faculdade de Engenharia de Universidade do Porto. Esta foi desenvolvida pela empresa *All Power Labs – Carbon Negative Power & Products* e denominada *PP20 Power Pallet*.

Tabela 1.3 – Especificações do sistema de gaseificação em análise, (LABS, 2015b)

<b>Performance</b>	
Consumo de biomassa	1,5 kg/ kWh
Ruído a 9,14 metros	85 dB
Tempo de arranque	10-20 min.
Tempo de operação (depósito de biomassa cheio, considerando uma densidade de biomassa de 250 kg/m <sup>3</sup> )	5kW – 10 horas 10 kW – 5 horas 15 kW – 3 horas
Tempo máximo de funcionamento em contínuo	>12 horas
<b>Condições de funcionamento</b>	
Temperatura ambiente	5 – 40 °C
Humidade do ar	5-95% humidade relativa
<b>Combustível/Biomassa</b>	
Tamanho	12 – 40 mm
Humidade	5 – 30% em base seca

Ao sistema de gaseificação existe, acoplado, um motor de combustão interna, Otto, e um gerador para a produção de energia. É este sistema que converte a energia química presente no gás de produção do sistema de gaseificação em energia mecânica e à posteriori eletricidade.

Tabela 1.4 – Especificações do motor e gerados do sistema em análise, (LABS, 2015b)

<b>Motor</b>	
Cilindrada	3 l
Razão de compressão	10,25:1
Velocidade de rotação	1500rpm : 50Hz
Voltagem do Sistema	12V DC
Bateria Recomendada	12V DC – 75 Ah
<b>Gerador</b>	
Modelo	Mecc Alte NPE32-E/4 12 wire



Figura 1.2 – Imagem do sistema de gaseificação motor e gerador utilizado (LABS, 2015c).



Figura 1.3 – Imagem do sistema de gaseificação utilizado (LABS, 2015b).



## 2 Estado da arte

### 2.1 Teoria da gaseificação

A gaseificação de biomassa, sendo esta madeira ou derivados, é um processo, ou conjunto de processos, químicos e térmicos no qual se converte a biomassa em gás de produção, através da oxidação parcial a temperaturas elevadas (Lora *et al.*, 2012).

Esta conversão tem por essência o facto dos diversos combustíveis sólidos, passíveis de gaseificação, terem na sua constituição carbono, hidrogénio e oxigénio dos quais se pretende formar um gás constituído por estes elementos, nomeadamente sob a forma de hidrogénio (H<sub>2</sub>), monóxido de carbono (CO) e metano, CH<sub>4</sub>. (Department, 1986).

O processo de gaseificação de biomassa pode ser sequenciado pelos seguintes processos termoquímicos (Sansaniwal *et al.*, 2017):

- Secagem;
- Pirólise;
- Combustão/oxidação;
- Redução.

#### 2.1.1 Secagem

Neste processo a humidade do combustível sólido é retirada através do aquecimento deste, normalmente, através da troca de calor dos gases à saída do gaseificador. A importância deste processo será futuramente verificada quando for abordada a eficiência do gaseificador em função da humidade presente no combustível.

#### 2.1.2 Pirólise

É um processo no qual existe uma decomposição do combustível, biomassa, através de um aquecimento desta com ausência de agente oxidante. Este fenómeno ocorre para temperaturas superiores a 250 °C no qual as moléculas de maiores dimensões, dependente do combustível, se decompõem em moléculas de menores dimensões e carvão (Department, 1986).

A reação que ocorre nesta zona decompõe a biomassa em carvão e voláteis, de proporção e constituição função da biomassa utilizada e das condições do processo, nomeadamente da temperatura, do tamanho das partículas de combustível, da taxa de aquecimento e do tempo de residência (Lora *et al.*, 2012). Esta reação pode então ser descrita pela seguinte equação (Sansaniwal *et al.*, 2017):



As reações nesta etapa são exotérmicas até os 300 °C, sendo depois endotérmicas para temperaturas superiores (Sansaniwal *et al.*, 2017).

### 2.1.3 Decomposição do Alcatrão (óleos obtidos de pirólise)

O alcatrão, formado por carvão e hidrocarbonetos no estado líquido, resultantes da decomposição térmica de biomassa sofre uma decomposição secundária com formação de compostos mais leves. Os compostos formados são o alcatrão estável, carvão secundário e gases secundários (Chaurasia, 2016).

Os valores obtidos de cada composto são função de variáveis como a temperatura e tempo de residência, como observável na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 – Valores experimentais de frações volúmicas de alcatrão da decomposição térmica para diferentes valores de tempo de residência e temperatura no segundo estágio, realizado num gaseificador de dois estágios. Adaptado de Chaurasia (2016).

Tempo de residência (s)	Compostos	873 K	973 K	1073 K	1173 K
34,6	Alcatrão estável	0,4365	0,3788	0,170	0,1479
	Gás secundário	0,1393	0,2231	0,4159	0,4501
39,2	Alcatrão estável	0,3638	0,2395	0,1582	0,1213
	Gás secundário	0,2300	0,3593	0,4267	0,4544
44,0	Alcatrão estável	0,2186	0,2015	0,1162	0,0795
	Gás secundário	0,3858	0,4138	0,4848	0,4944

Temperaturas superiores a 800°C decompõem os óleos resultados da pirólise, o alcatrão, contudo favorecem reações com o carvão formado que fazem baixar a temperatura para os 800°C, reações endotérmicas. Este fenómeno juntamente com o pouco tempo do alcatrão na zona de pirólise, considerando um gaseificador de simples estágio, fazem o sistema de decomposição menos eficiente. Uma zona extra, em separado, para a decomposição pode ser viável em instalações de maior dimensão. (Reed *et al.*, 1988)

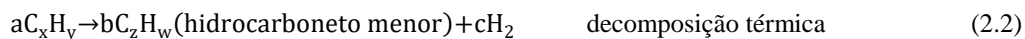
Nesta fase do sistema é ainda possível a implementação de catalisadores que aumentem a velocidade a espontaneidade das reações de decomposição podendo estes levar a efeitos positivos nas quantidades de produtos obtidos. Na Tabela 2.2 são indicados valores obtidos com e sem a utilização de um catalisador num gaseificador de leito fixo.

Tabela 2.2 – Efeito de catalisador no gás produzido na pirólise. Adaptado de Zabaniotou *et al.* (2008)

		Espiga de milho	Caule de milho	Girassol	Aparas de Oliveira
Não Catalisador	z(%) H <sub>2</sub>	1,82	2,42	2,42	0,01
	z(%) CO+H <sub>2</sub>	40,03	37,19	14,54	1,15
	z(%) CO <sub>2</sub>	51,69	52,36	77,94	7,38
	z(%) CH <sub>4</sub>	4,08	5,49	3,42	0,09
	PCI [MJ/m <sup>3</sup> ]	9,14	9,77	5,62	5,18
Catalisador	z(%) H <sub>2</sub>	4,64	1,56	7,87	1,86
	z(%) CO+H <sub>2</sub>	42,07	36,58	24,39	24,69
	z(%) CO <sub>2</sub>	47,37	52,26	63,37	62,13
	z(%) CH <sub>4</sub>	6,3	5,78	6,31	5,56
	PCI [MJ/m <sup>3</sup> ]	10,18	10,08	8,97	9,91

Em análise com os dados da referência da tabela anterior é possível observar que em certos casos é benéfico a sua utilização como acontece com o caso das aparas de Oliveira.

A reforma catalítica do alcatrão com o vapor de água é uma técnica que permite remover o alcatrão e converte-lo em hidrogénio, monóxido de carbono e metano, sendo o método atual mais atrativo. As reações que ocorrem neste processo são, (Guan *et al.*, 2016):



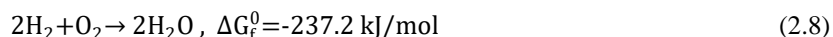
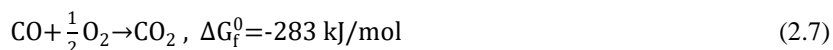
#### 2.1.4 Oxidação/Combustão parcial

A zona de combustão é iniciada na secção na qual o agente de oxidação é introduzido (Department, 1986). Como as reações com o oxigénio são altamente exotérmicas a temperatura nesta secção sobe para valores de 1000 a 1500 °C (Sansaniwal *et al.*, 2017);(LABS, 2015c).

Esta zona permite, para além de gerar calor, converter e oxidar todos os componentes formados na pirólise dos quais se permita obter o gás desejado. É, portanto, uma zona muito crítica para a qualidade do gás de produção formado, sendo amplamente influenciado por fatores como a temperatura, pressão e tipo de agente de gaseificação (oxigénio, ar, vapor). (Sansaniwal *et al.*, 2017)

O calor gerado nesta zona de reações exotérmicas é normalmente utilizado nas restantes zonas (secagem, pirólise, redução) para promover as reações endotérmicas características de cada fase (Sansaniwal *et al.*, 2017).

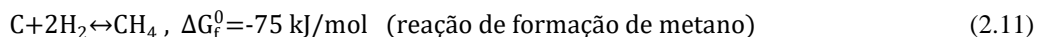
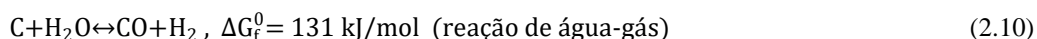
Segundo Higman e van der Burgt (2008a) e Sansaniwal *et al.* (2017) as reações de oxidação existentes nesta fase são as seguintes:



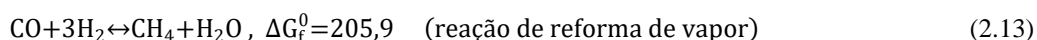
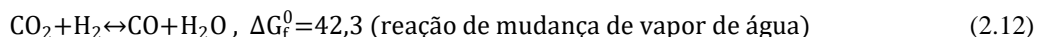
#### 2.1.5 Redução

Nesta zona o dióxido de carbono e vapor de água e o carvão produzido são reduzidos parcialmente em monóxido de carbono, hidrogénio e metano (Sansaniwal *et al.*, 2017). Nesta zona o calor sensível é convertido em energia química no gás produzido.

As reações químicas que ocorrem nesta secção são nomeadamente, (Higman e van der Burgt, 2008a):



Como se pretende estudar situações em que a conversão do carbono no estado sólido é completa as equações heterogéneas podem ser convertidas nas seguintes equações homogéneas, (Higman e van der Burgt, 2008a):



É, contudo, mais favorável a utilização das 3 primeiras equações da redução já que estas traduzem melhor o fenómeno em causa.

Numa análise global o processo de gaseificação pode ser compilado numa equação da seguinte forma:



Sendo que no caso de carvão o valor de m/n, m e n próximo de 1 (Higman e van der Burgt, 2008a).

## 2.2 Composição do gás produzido, suas variáveis e propriedades da biomassa

Sendo a biomassa o combustível do sistema de gaseificação a sua constituição determina a energia retida e por sua vez o limite máximo de exploração. Na tabela seguinte encontram-se valores estimados do poder calorífico superior contido em diferentes tipos de biomassa:

Tabela 2.3 – Propriedades de biomassa. Adaptado de Higman e van der Burgt (2008b)

Biomassa	Carvão	Madeira	Casca de coco	Palha	Casca de Amendoim	Resíduos de óleo de palma (fibras)
<b>PCS [MJ/kg]</b>	25-32	10-20	18-19	14-16	17	11
<b>w(%)</b>	1-10	10-60	8-10	10	2-3	40

Também os compostos produzidos da gaseificação são função da biomassa utilizada, na tabela seguinte é possível comparar a composição dos produtos de gaseificação entre utilizando madeira e carvão como combustível.

Tabela 2.4 – Composição de gás de produção comuns em gaseificadores de madeira e carvão. Adaptado de Department (1986)

Compostos [z(%)]	Gaseificação de Madeira	Gaseificação de Carvão
<b>CO</b>	17-22	28-32
<b>H<sub>2</sub></b>	12-20	4-10
<b>CH<sub>4</sub></b>	2-3	0-2
<b>CO<sub>2</sub></b>	9-15	1-3
<b>N<sub>2</sub></b>	50-54	55-65
<b>PCI [MJ/m<sup>3</sup>]</b>	5-5,9	4,5-5,6

São diversos os fatores que influenciam a composição e consequentemente as propriedades do gás de produção formado para além da biomassa utilizada, entre os diversos fatores identificam-se, (Lora *et al.*, 2012):

- Razão de ar da combustão;
- Humidade da biomassa;
- Temperatura de gaseificação;
- Tempo de residência;
- Agente de Oxidação.

### 2.2.1 Razão de ar

A razão de ar, definida pela seguinte expressão, relaciona a razão ar-combustível real com a estequiométrica:

$$\phi = \frac{(R_{A/C})_{real}}{(R_{A/C})_{esteq.}} \quad (2.15)$$

A razão ar-combustível estequiométrica para um determinado combustível de biomassa pode ser definido pela seguinte expressão, (Lora *et al.*, 2012):

$$(R_{A/C})_{esteq.} = 0,0889 * (y_C + 0,375 * y_S) + 0,265 * y_H - 0,0333 * y_O \quad (2.16)$$

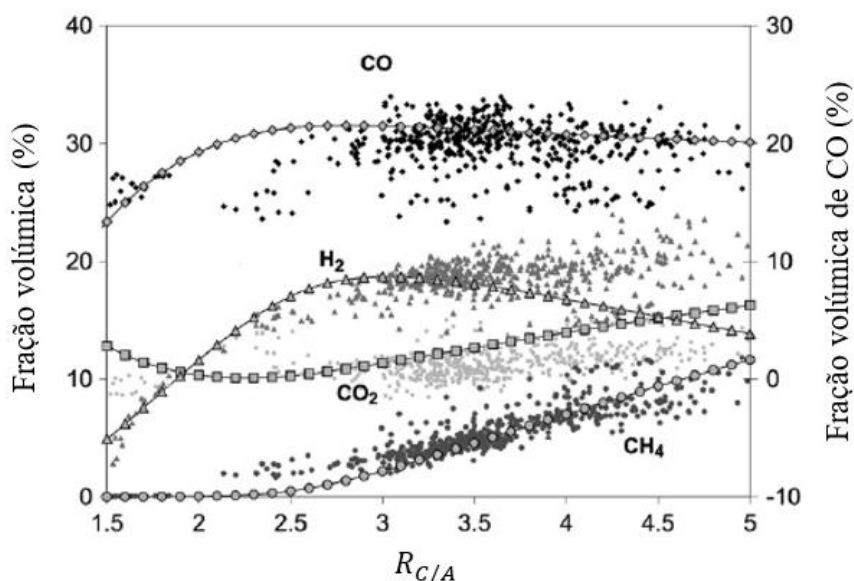


Figura 2.1 – Dados experimentais e modelo previsto das frações volúmicas dos gases produzidos em função da razão combustível-ar utilizada. Adaptado de Melgar *et al.* (2007).

A razão de ar-combustível influencia a composição do gás produzido, sendo possível observar no gráfico da Figura 2.1 um máximo da produção de hidrogénio, um mínimo para o dióxido de carbono assim como uma tendência de estagnação do monóxido de carbono e um crescimento da produção de metano para determinados valores da razão de ar-combustível da combustão.

### 2.2.2 Humidade da biomassa

A humidade contida na biomassa, sujeita a gaseificação, diminui o rendimento do sistema pois este tem de realizar a evaporação desta humidade, acrescenta por isso uma perda térmica no sistema (Sansaniwal *et al.*, 2017). No entanto a composição o gás varia em função desta. A Figura 2.2 relaciona as frações volúmicas do gás produzido na gaseificação em função da humidade da biomassa.

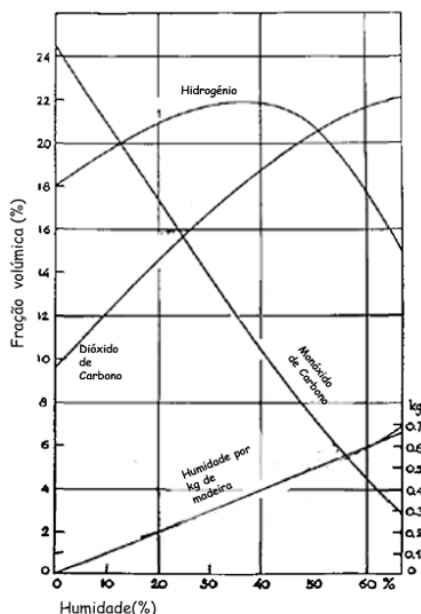


Figura 2.2 - Relação da fração volumétrica do gás produzido em função da humidade da biomassa para um sistema com 15% de perdas de calor. Adaptado de Department (1986).

É possível relacionar uma queda da produção de monóxido de carbono e um aumento da produção de dióxido de carbono com o aumento da humidade presente na madeira sendo esta

uma situação indesejada pois pretende-se evitar a produção de dióxido de carbono e favorecer a formação de monóxido de carbono. Evidencia-se ainda um máximo de produção de hidrogénio que pode ser conveniente, caso seja pretendida a produção do mesmo.

### 2.2.3 Temperatura de gaseificação

Como foi discutido anteriormente neste capítulo, os valores de temperatura atingidos nos diversos processos de gaseificação influenciam os compostos resultantes. Nos gráficos seguintes, Figura 2.3 e Figura 2.4, é possível relacionar um aumento da quantidade de monóxido de carbono e vapor de água, uma diminuição da fração volúmica de dióxido de carbono e metano com o aumento de temperatura de gaseificação.

Na Figura 2.4 utiliza-se um modelo teórico de equilíbrio termodinâmico para prever a fração molar dos compostos dos produtos, inclusive do carvão. Nesta figura é possível observar uma tendência semelhante com os dados da Figura 2.3 e para além de isso é possível reparar uma diminuição do carvão resultando da gaseificação com o aumento da temperatura na zona de redução.

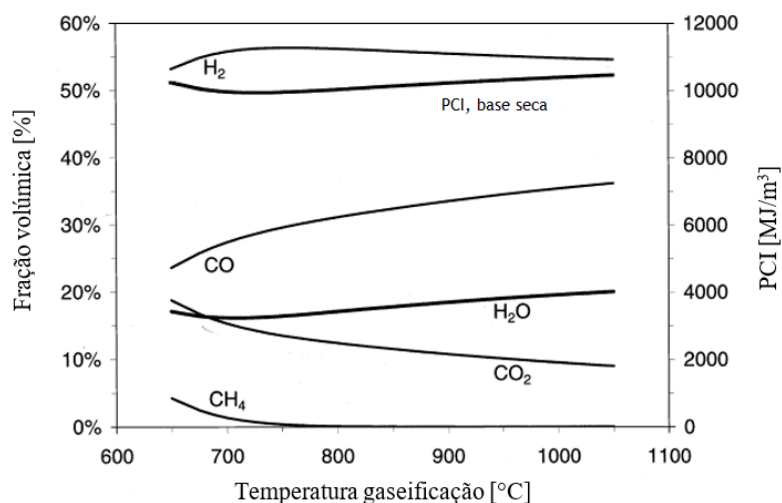


Figura 2.3 – Efeito da temperatura de gaseificação sobre os compostos obtidos, modelo de um sistema de gaseificação de vapor com gaseificador fluidizado de 2 andares. Adaptado de Schuster *et al.* (2001)

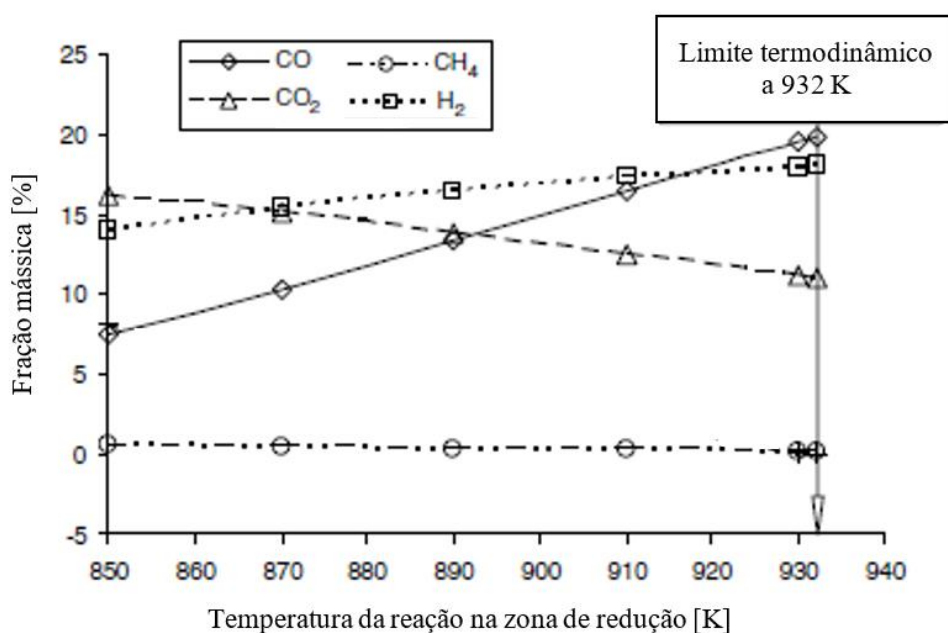


Figura 2.4 - Efeito da temperatura na zona de redução à composição do gás de produção. Análise de um modelo de equilíbrio termodinâmico de um sistema de gaseificação. Adaptado de Sharma (2008).

#### 2.2.4 Tempo de residência

O tempo de residência está relacionado com a temperatura atingida. Quanto mais elevada for a temperatura menor será o tempo de residência necessário pois as reações envolvidas serão mais espontâneas e vice-versa. O aumento do tempo de residência permite atingir um estado mais perto do equilíbrio químico assim como uma decomposição mais eficiente do alcatrão formado (Sansaniwal *et al.*, 2017). É possível evidenciar tal situação com os dados resumidos na Tabela 2.1 no qual um aumento de tempo de residência leva a um aumento da formação de gás secundário.

#### 2.2.5 Agente de gaseificação

O agente de gaseificação influencia os compostos obtidos pois são estes os comburentes da reação de combustão e entram em todas as reações que acontecem posteriormente. Na Tabela 2.5 encontra-se resumidas vantagens e desvantagens sejam estas limitações técnicas ou não, sob a forma de resumo afeto a cada tipo de agente de gaseificação.

Tabela 2.5 – Vantagens e desvantagens/dificuldades técnicas associadas a cada tipo de agente de gaseificação. (Wang *et al.*, 2008);(Lora *et al.*, 2012);(Beohar *et al.*, 2012);(Tijmensen *et al.*, 2002);(Sansaniwal *et al.*, 2017)

Agente de gaseificação	Vantagens	Desvantagens/dificuldades técnicas
<b>Ar</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Barato;</li> <li>- Combustão parcial com calor utilizado nos processos de gaseificação;</li> <li>- Conteúdo moderado de alcatrão e carvão residual.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Baixo poder calorífico (3-6 [MJ/m<sup>3</sup>]);</li> <li>-Elevadas concentrações de azoto;</li> <li>-Difícil determinação da razão de ar.</li> </ul>
<b>Vapor de água</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Poder calorífico elevados (10-15 [MJ/m<sup>3</sup>]);</li> <li>-Conteúdos de H<sub>2</sub> elevados.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Necessidade de fonte externa ou indireta de calor;</li> <li>-Elevado teor de óleos da pirólise;</li> <li>-Necessita de reformação catalítica do alcatrão.</li> </ul>
<b>Dióxido de carbono</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Valores de poder calorífico elevados;</li> <li>-Conteúdos de H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> elevados.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Necessidade de fonte externa ou indireta de calor;</li> <li>-Necessita de reformação catalítica do alcatrão.</li> </ul>
<b>Oxigénio</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Ao contrário do ar não introduz azoto no sistema;</li> <li>-Ausência de alcatrão produzido devido às temperaturas elevadas atingidas;</li> <li>-Gaseificação de biomassa em estado líquido.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Unidade de separação de ar.</li> </ul>

Quando é utilizado apenas o oxigénio como comburente as quantidades de alcatrão produzido diminuem em função das temperaturas mais elevadas obtidas na combustão, contudo associado a um custo mais elevado na produção ou separação de oxigénio do ar.

A composição do gás formado é, portanto, função do agente de oxidação utilizado. Na Tabela 2.6 é indicada a respetiva percentagem dos compostos do gás de produção para diversos tipos de agente de gaseificação:

Tabela 2.6 – Composição do gás de produção para diferentes tipos de agentes de gaseificação. Adaptado de Lora *et al.* (2012)

Componentes [z(%)]	Ar	80% O <sub>2</sub> +ar	Vapor de água
CO	10-20	40-50	25-47
H <sub>2</sub>	9-20	9-17	35-50
CH <sub>4</sub>	1-8	<1	14-25
CO <sub>2</sub>	10-20	19-25	9-15
N <sub>2</sub>	40-55	15-30	2-3
PCI [MJ/m <sup>3</sup> ]	4-6,5	7-9	12-17

### 2.3 Rendimento de um sistema de gaseificação

Associado a um sistema de gaseificação existe sempre um rendimento do processo, cuja a formulação está diretamente relacionada com a utilização pretendida ao gás obtido. Se o gás de produção for utilizado para produzir energia mecânica ou energia térmica os rendimentos para ambos os sistemas são respetivamente o rendimento mecânico, equação (2.17), e o rendimento térmico, equação (2.18), (Department, 1986).

$$\eta_m(\%) = \frac{PCI_{gás} \cdot \dot{m}_g}{PCI_{biomassa} \cdot \dot{m}_{biomassa}} \cdot 100 \quad (2.17)$$

$$\eta_t(\%) = \frac{PCI_{gás} \cdot \dot{m}_g + \dot{m}_g \cdot C_p \cdot \Delta T}{PCI_{biomassa} \cdot \dot{m}_{biomassa}} \cdot 100 \quad (2.18)$$

Estes rendimentos são também denominados de rendimento a frio e a quente, pelo conceito envolvido de contabilização do calor sensível dos gases à saída do sistema de gaseificação (Lora *et al.*, 2012). Segundo Department (1986) os seus valores podem variar entre 60 a 75 % no caso a frio, equação (2.17) e no caso de aproveitamento da energia térmica dos gases pode chegar até a 93 % de rendimento, equação (2.18). Este valores também vão de encontro com os obtidos em casos estudados segundo Raman e Ram (2013), cujos rendimentos mais comuns estavam compreendidos entre os 70 % e 80 %.

O gás produzido durante a gaseificação irá conter monóxido de carbono, hidrogênio, dióxido de carbono, metano e azoto, este último quando usado ar como agente de gaseificação. Para além destes compostos o gás terá partículas indesejadas como o alcatrão na forma de partículas suspensas e outros compostos formados devido à presença de enxofre e metais alcalinos e restantes elementos presentes no combustível, biomassa. Devido a estes compostos o gás deve ser arrefecido e limpo antes que possa ser utilizado de forma eficiente em outras aplicações. Este arrefecimento provoca uma diminuição do rendimento do sistema. (Sansaniwal *et al.*, 2017)

Para além destes parâmetros existe um outro parâmetro também utilizado, o fator de conversão de carbono, que relaciona o rendimento do sistema através da relação de carbono extraído do combustível. (Higman e van der Burgt, 2008a)

$$\text{fator de conversão de carbono} = \left[ 1 - \frac{\text{carbono existente no resíduos}}{\text{carbono existente no combustível}} \right] \cdot 100 \quad (2.19)$$



## 2.4 Tipos de Gaseificadores

Consoante os diversos conceitos de funcionamento existem diversos tipos de gaseificadores. Estes podem ser classificados em função do tipo de “leito” e o deslocamento relativo entre o combustível e o meio de oxidação. Esta classificação pode ser observada na Figura 2.5:

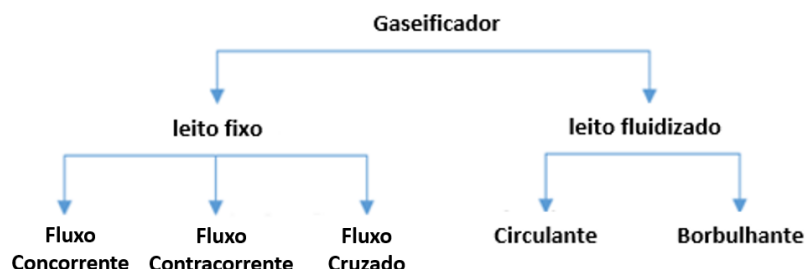


Figura 2.5 – Esquema de diferentes tipos de gaseificadores existentes. Adaptado de (Sansaniwal *et al.*, 2017).

Quanto aos gaseificadores de leito fixo os seus princípios de funcionamento assim como as vantagens e desvantagens de cada caso pode ser resumido na Tabela 2.7:

Tabela 2.7 – Funcionamento, vantagens e desvantagens de diferentes tipos de gaseificadores de leito fixo.  
Adaptado de (Beohar *et al.*, 2012)

	<b>Fluxo concorrente</b>	<b>Fluxo contracorrente</b>	<b>Fluxo cruzado</b>
<b>Funcionamento</b>	O combustível é inserido na parte superior. O ar, como agente oxidante, é introduzido na zona de combustão e escoa no sentido do combustível. O gás produzido sai na parte inferior.	O combustível é inserido na parte superior. O agente oxidante, introduzido na zona de combustão, escoa no sentido contrário ao combustível. Saindo o gás na parte superior.	O combustível é inserido na parte superior. O agente oxidante, é introduzido na zona de combustão e sai na mesma zona, após respetiva combustão e redução.
<b>Vantagens</b>	Baixo teor de alcatrão e partículas.	Temperaturas superiores, podendo levar à eliminação de partículas indesejadas;  Aumento do PCI devido ao elevado teor de alcatrão;	Construção simples Elevada circulação na zona quente do gaseificador;  Temperatura inferior que permite o uso de componentes mais baratos.
<b>Desvantagens</b>	Limitação do tamanho do combustível assim como do tamanho do gaseificador;  Produtos com baixo PCI;  Sensível à humidade do combustível.	Elevados valores de alcatrão;  Produtos com baixo PCI;  Limitação do tamanho do combustível assim como do tamanho do gaseificador.	Difícil de operar;  Elevado teor de carbono nas cinzas.

Na Figura 2.6 e Figura 2.7 estão representados os diferentes tipos de gaseificadores indicados

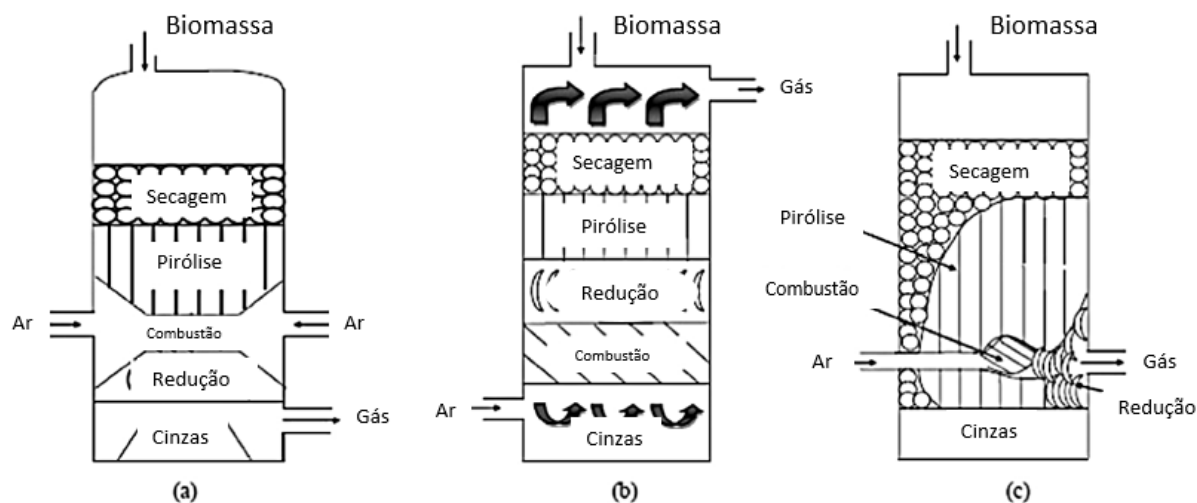


Figura 2.6 - Tipos de gaseificadores de leito fixo. (a) fluxo concorrente (b) fluxo contracorrente (c) fluxo cruzado. Adaptado Sansaniwal *et al.* (2017).

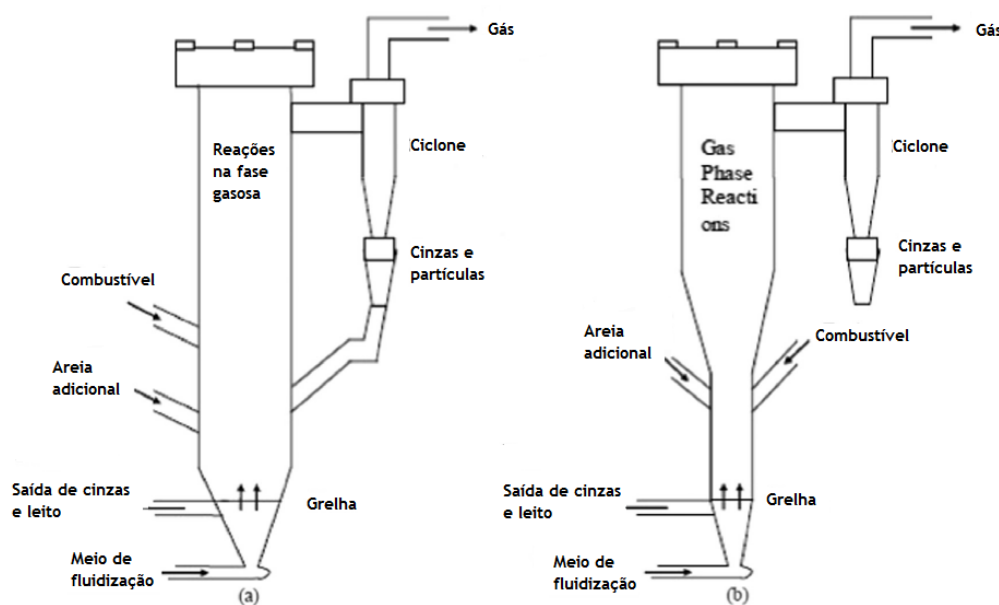


Figura 2.7 – Gaseificadores de leito fluidizado, esquerda – efeito borbulhante, direita – efeito circulante. Adaptada de Sansaniwal *et al.* (2017) e Lora *et al.* (2012).

Como as características de operação variam em função do tipo de gaseificação é de prever então que os produtos da gaseificação variem, tal fator é evidenciado na Tabela 2.8 para os 3 diferentes tipos de gaseificadores.

Tabela 2.8 – Composição de gás de produção para diferentes gaseificadores a ar. Adaptado de Lora *et al.* (2012)

Compostos [z(%)]	Leito fixo contracorrente	Leito fixo concorrente	Leito fluidizado circulante
CO	15-20	10-22	13-15
H <sub>2</sub>	10-14	15-21	15-22
CH <sub>4</sub>	2-3	1-5	2-4
CO <sub>2</sub>	8-10	11-13	13-15
PCI [MJ/m <sup>3</sup> ]	3,7-5,3	4,0-5,6	3,6-5,9

## 2.5 Cogeração através de um sistema de gaseificação

A conversão de trabalho através de energia térmica é limitada pelo princípio da segunda lei da termodinâmica e pelo postulado de Kelvin, um motor ideal capaz de converter totalmente em energia cinética uma troca de calor entre uma fonte quente e uma fonte fria não existe.

São diversas as situações em que as necessidades de energia mecânica ou elétrica estão também associadas a necessidades de energia térmica de baixa exergia e por este facto, a cogeração com aproveitamento da energia térmica residual do sistema de produção de energia mecânica é um processo já a muito estudado, desde os primórdios da revolução industrial. Contudo este raciocínio de produção e consumo foi abandonada para uma produção mais singular especializada para a produção elétrica, mecânica e térmica. (Pinho, 2015a)

São diversas as tecnologias de cogeração e quanto à escolha de uma destas os fatores que influenciam as características do sistema são:

- Desenvolvimento da tecnologia;
- Custo de implementação e operação;
- Qualidade de combustível;
- Amplitude de funcionamento pretendida;
- Viabilidade de sistemas de cogeração em comparação com sistemas de produção centralizada.

### 2.5.1 Desenvolvimento das tecnologias

As tecnologias de cogeração podem então ser agrupadas em dois grandes grupos, tecnologias desenvolvidas e as em desenvolvimento sendo que em resumo destas tecnologias se encontra descrito na Tabela 2.9.

Tabela 2.9 – Tecnologias de cogeração desenvolvidas e em desenvolvimento. (Salomón *et al.*, 2011)

DESENVOLVIDAS	EM DESENVOLVIMENTO
Ciclo de Rankine convencional	Ciclo de Rankine Orgânico
Turbina a gás –“TG”	“Air bottoming cycle”
Motor alternativo de combustão interna –“MACI”	“Evaporative gas turbine”
Motor Stirling	“Externally fired gas turbine”
Célula combustível – “CC”	Conversores termiônicos

### 2.5.2 Custo de implementação e amplitudes de funcionamento

Cada tipo de tecnologia de cogeração tem um custo associado pela sua implementação que normalmente está associado ao conceito da tecnologia e da potência pretendida. Segundo Salomón *et al.* (2011) a Tabela 2.10 apresenta um resumo destas características.

Tabela 2.10 – Custos de implementação, gamas de funcionamento e eficiências de vários sistemas de cogeração. Adaptado de Salomón *et al.* (2011)

Tecnologia	Potência de saída [MWe]	Rendimento elétrico	Rendimento	Custo de investimento específico [€/kWe]
Rankine Convencional	0,5-100	0,2-0,3	0,85-0,93	1500
Motor a vapor	0,02-5	0,06-0,2	0,85-0,95	1500
Turbina a gás com recuperação de calor	0,1-200	0,24-0,4	0,8-0,85	840-1200
Micro Turbina	0,025-0,5	0,11-0,33	0,7-0,9	800-1700
Motor Otto	0,002-2	0,25-0,4	0,8-0,9	80-1300
Motor Diesel	0,05-50	0,40-0,45	0,85-0,9	1200-1800
Rankine Orgânico	0,002-10	0,1-0,3	0,85	4500

### 2.5.3 Qualidade de gás

A qualidade do combustível influencia a viabilidade de utilização de cada uma das tecnologias, nomeadamente através da quantidade e tamanho das partículas existentes no gás produzido. As partículas permitidas em cada sistema estão indicadas na Tabela 2.11.

Tabela 2.11 – Intervalos de aceitação das partículas no gás produzido, (Lora *et al.*, 2012);(Sansaniwal *et al.*, 2017)

Constituintes	MACI	TG	CC
Partículas [mg/m <sup>3</sup> ]	<50	<30	-
Partículas [µm]	<100	<5	-
Alcatrão [mg/m <sup>3</sup> ]	<10	<5	<1
Metais alcalinos [mg/m <sup>3</sup> ]	-	<0,24	-

A qualidade do gás produzido está evidentemente ligada ao processo de gaseificação em si, ou seja, o conceito do gaseificador, a temperatura atingida, o agente de gaseificação e o combustível utilizado. Para conseguir cumprir estes parâmetros limitadores de funcionamento de cada uma das tecnologias, o gás produzido, que normalmente contém partículas em quantidades e tamanhos indesejados, tem de proceder a uma limpeza e arrefecimento como referido anteriormente.

Os processos envolvidos nesta etapa de remoção de impurezas podem ser caracterizados como mecânicos ou químicos com base no princípio de funcionamento do processo. (Wang *et al.*, 2008); (Sansaniwal *et al.*, 2017)

Em resumo podem-se referir 3 grupos de processos de limpeza (Wang *et al.*, 2008):

- Processos físicos de limpeza de gás, filtros gás-sólido ou gás-água e separadores;
- Limpeza por decomposição térmica;
- Conversão catalítica do alcatrão produzido.

### 2.5.4 Viabilidade comparativa

O estudo de um sistema de cogeração necessita de se comparar com um sistema de consumo elétrico da rede e caldeira, sendo a energia elétrica produzida em central elétrica ou outra fonte igualmente centralizada como centrais hídricas, eólicas ou fotovoltaicas. Exceções da necessidade deste tipo de comparação serão os casos de indisponibilidade da rede para com o consumidor.

Para a realização deste estudo o objetivo será comparar as eficiências de cada um dos sistemas.

O rendimento de um sistema térmico pode ser descrito pelos seguintes aspetos, (Pinho, 2015a):

$$\eta_{global} = \eta_{térmico} \cdot \eta_{combustível} \quad (2.20)$$

$$\eta_{térmico} = \frac{\dot{W}}{\dot{Q}_A} \quad (2.21)$$

$$\eta_{combustão} = \frac{\dot{Q}_A}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI} \quad (2.22)$$

$$\eta_{gerador} = \frac{\dot{W}_e}{\dot{W}} \quad (2.23)$$

$$\eta_{elétrico} = \eta_{térmico} \cdot \eta_{combustível} \cdot \eta_{gerador} \quad (2.24)$$

### 2.5.5 Critérios para avaliação de um sistema de cogeração

Uma instalação de cogeração utiliza a razão calor eletricidade, RCE, para caracterizar a procura de produção elétrica e térmica do sistema. Esta razão é dada pelo cociente da energia térmica produzida e da energia elétrica produzida, como indicado na expressão seguinte:

$$RCE = \frac{\dot{Q}_u}{\dot{W}_e} \quad (2.25)$$

Existem outros parâmetros utilizados para caracterizar um sistema de cogeração (Pinho, 2015a). Estes parâmetros são de seguida apresentados.

#### Fator De Utilização De Energia Ou Rendimento Global

Este fator relaciona a energia útil, seja ela sob que forma ou nobreza, com a energia primária fornecida ao sistema. Sendo que a energia fornecida é muitas vezes na forma de energia química contida em combustíveis esta é dada pelo consumo de combustível e o seu poder calorífico inferior.

$$FUE = \frac{\dot{W} + \dot{Q}_u}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI} ; FUE_e = \frac{\dot{W}_e + \dot{Q}_u}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI} \quad (2.26)$$

O facto de considerar o mesmo peso para a produção elétrica e térmica por vezes não é satisfatório e por este motivo surgiu o fator de utilização de energia ponderado.

#### Fator de Utilização de Energia Ponderado

O fator de utilização de energia ponderado utiliza como peso os preços de venda de cada fonte de energia. Define-se  $P_e$  como o preço de venda de eletricidade (€/kWh),  $P_q$  como o preço de venda de energia térmica útil (€/kWh) e  $P_{comb}$  como o preço de aquisição do combustível (€/kWh). O fator de utilização ponderado é então dado por:

$$FUE_p = \frac{P_e \cdot \dot{W}_e + P_q \cdot \dot{Q}_u}{P_{combustivel} \cdot \dot{m}_{comb} \cdot PCI} \quad (2.27)$$

Ou

$$FUE_p = \frac{P_e}{P_{combustivel}} \left( \frac{\dot{W}_e}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI} + \frac{P_q \cdot \dot{Q}_u}{P_e \cdot \dot{m}_{comb} \cdot PCI} \right) = \frac{P_e}{P_{combustivel}} \eta_{eq} \quad (2.28)$$

sendo  $\eta_{eq}$  o rendimento equivalente do sistema de cogeração.

#### Rendimento Elétrico Artificial

Esta definição de rendimento utiliza o conceito de que ao combustível fornecido à instalação é retirado aquele que, numa caldeira para geração de calor, seria utilizado. A energia então fornecida do sistema para a geração de calor é dada por  $\dot{m}_{comb} \cdot PCI - \frac{\dot{Q}_u}{\eta_{térmico}}$  e o rendimento artificial elétrico é dado pelo cociente da potência térmica produzida e o novo consumo de combustível.

$$\eta_{alt,ele} = \frac{\dot{W}_e}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI - \frac{\dot{Q}_u}{\eta_{térmico}}} = \frac{\eta_{ele}}{1 - \frac{\dot{Q}_u}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI \cdot \eta_{térmico}}} \quad (2.29)$$

sendo  $\eta_{ele} = \frac{\dot{W}_e}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI}$

## Índice de Economia de Energia

Este critério utiliza o consumo de combustível necessário para cumprir as necessidade de energia de uma instalação de cogeração e o consumo de combustível necessário para cumprir as mesmas demandas energéticas através de um sistema de produção elétrica convencional, de rendimento  $\eta_{e,CV}$ , e uma caldeira de rendimento  $\eta_b$ . o índice de economia de energia é dado pelo cociente da economia de combustível com o consumo de um sistema convencional de caldeira e central termoeleétrica.

$$\Delta Comb = \frac{\dot{Q}_u}{\eta_b} + \frac{\dot{W}_e}{\eta_{e,CV}} - \dot{m}_{comb} \cdot PCI \quad (2.30)$$

$$IEE = \frac{\Delta Comb}{\frac{\dot{Q}_u}{\eta_b} + \frac{\dot{W}_e}{\eta_{e,CV}}} = 1 - \frac{\dot{m}_{comb} \cdot PCI}{\frac{\dot{Q}_u}{\eta_b} + \frac{\dot{W}_e}{\eta_{e,CV}}} = 1 - \frac{\frac{\eta_{e,CV}}{\eta_{ele}}}{1 + RCE \cdot \frac{\eta_{e,CV}}{\eta_b}} \quad (2.31)$$

Por outro o lado o parâmetro que relaciona o consumo de combustível da unidade de cogeração com o combustível consumido por unidades convencionais para a produção da mesma procura energética é definido como a Razão de Demanda de Energia Primária, RDEP. É então possível agrupar a equação anterior pela seguinte expressão:

$$IEE = 1 - RDEP \quad (2.32)$$

$$\text{sendo } RDEP = \frac{\dot{m}_{comb} \cdot PCI}{\frac{\dot{Q}_u}{\eta_b} + \frac{\dot{W}_e}{\eta_{e,CV}}}$$

## Rendimento Exergético

O rendimento exergético do sistema, seja ele convencional ou cogeração será dado pela razão da exergia que sai pela exergia que entra no sistema, sendo então ele definido por:

$$\eta_{ex} = \frac{\dot{W}_e + \dot{Q}_u \left(1 - \frac{T_a}{T_u}\right)}{\varphi \cdot \dot{m}_{comb} \cdot PCI} \quad (2.33)$$

Sendo  $T_a$  a temperatura ambiente e  $T_u$  a temperatura de utilização. O fator  $\varphi$  relaciona o poder calorífico inferior com a exergia química de um dado combustível, para a madeira o seu valor está compreendido entre 1,15 e 1,3 e para o gás de produção será  $1 \pm 1\%$  (Pinho, 2015a).

Recorrendo às coentalpias o rendimento exergético é definido por:

$$\eta_{ex} = \frac{\dot{W}_e + \dot{m}_u \cdot (k_{us} - k_{ue})}{\varphi \cdot \dot{m}_{comb} \cdot PCI} \quad (2.34)$$

sendo  $k_{us}$  e  $k_{ue}$  as coentalpias de saída e entrada respetivamente.

A potência perdida por irreversibilidades será dada pela diferença das exergias de entrada e saída ficando então definida pela seguinte expressão:

$$\dot{I}_r = \varphi \cdot \dot{m}_{comb} \cdot PCI - \dot{W}_e - \dot{Q}_u \left(1 - \frac{T_a}{T_u}\right) = (1 - \eta_{ex}) \cdot \varphi \cdot \dot{m}_{comb} \cdot PC \quad (2.35)$$

### 3 Instalação de gaseificação utilizada

O sistema utilizado na gaseificação de biomassa foi desenvolvido pela empresa *All Power Labs*. A máquina utilizada está presente na seguinte imagem e os seus componentes assim como utensílios de medição utilizados serão apresentados no subcapítulo seguinte.

Os processos do sistema de gaseificação que ocorrem ao longo do sistema assim como a sua localização podem ser resumidos e esquematizados na Figura 3.1.



Figura 3.1 – Componentes e etapas da gaseificação associadas a cada elemento do gaseificador (LABS, 2015c).

### 3.1 Componentes e métodos de medição

São diversos os componentes que constituem o sistema de gaseificação assim como os instrumentos usados para mensurar as propriedades termodinâmicas necessárias para a compreensão e estudo do sistema. O objetivo deste subcapítulo é identificar estes componentes e explicar o seu enquadramento no sistema, sendo que a legenda de componentes encontra-se distribuída pela Tabela 3.1, Tabela 3.2, Tabela 3.3 e Tabela 3.4.

Seguindo o processo de gaseificação de biomassa, desde a sua introdução até à saída do gás de produção, o primeiro componente, mostrado na Figura 3.2 é o depósito de biomassa, com cerca de 0,33 m<sup>3</sup> de volume (LABS, 2015c). A zona inferior deste depósito contém uma zona de secagem de biomassa, nesta, a biomassa recebe calor dos gases à saída do separador ciclónico para a secagem da biomassa. É também possível observar na mesma figura o motor de alimentação da biomassa, indicado com o número 4. Este motor funciona como um parafuso sem fim, o qual alimenta a biomassa desde a zona de secagem até ao reator, onde se inicia a pirólise. Este motor é acionado automaticamente pelo PCU indicado na Figura 3.8 com base em um nível dentro da zona da pirólise que indica quando a quantidade de biomassa é inferior à pretendida.

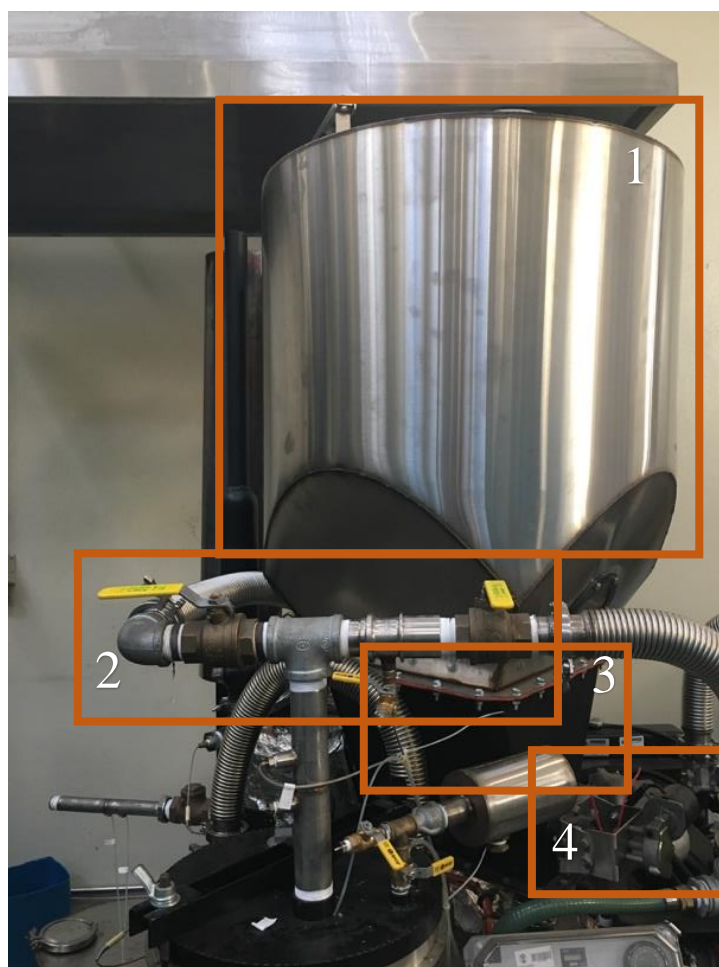


Figura 3.2 – Elementos da zona superior do gaseificador.

Tabela 3.1 – Componentes do sistema de gaseificação e sua legenda

Componentes	Nº
<b>Depósito de biomassa</b>	1
<b>Válvulas à saída do filtro de partículas</b>	2
<b>Balde de secagem</b>	3
<b>Motor de alimentação</b>	4



A biomassa após passar o volume de secagem chega ao reator, entrando na zona de pirólise. A câmara de pirólise e o reator estão identificados na Figura 3.3. É nesta zona que a biomassa é sujeita a uma decomposição devido às temperaturas elevadas na ordem dos 300 °C, sendo que normalmente a pirólise envolve temperaturas compreendida entre os 125 e 500 °C (Sansaniwal *et al.*, 2017). Na zona inferior da câmara de pirólise existe a zona de combustão e redução, pertencente ao reator. Na zona de combustão ocorre a queima parcial de biomassa com o objetivo de produzir calor para elevar as temperaturas nas restantes zonas e promover reações de decomposição que são endotérmicas. É possível observar na zona de combustão um orifício para entrada de ar para combustão parcial. Os produtos das reações que ocorrem até este processo entram depois na zona de redução onde existe redução de compostos como dióxido de carbono e vapor de água. O gás produzido após este processo assim como alguns resíduos líquidos e sólidos em sustentação no gás entram no separador ciclónico para a remoção de parte destas partículas.

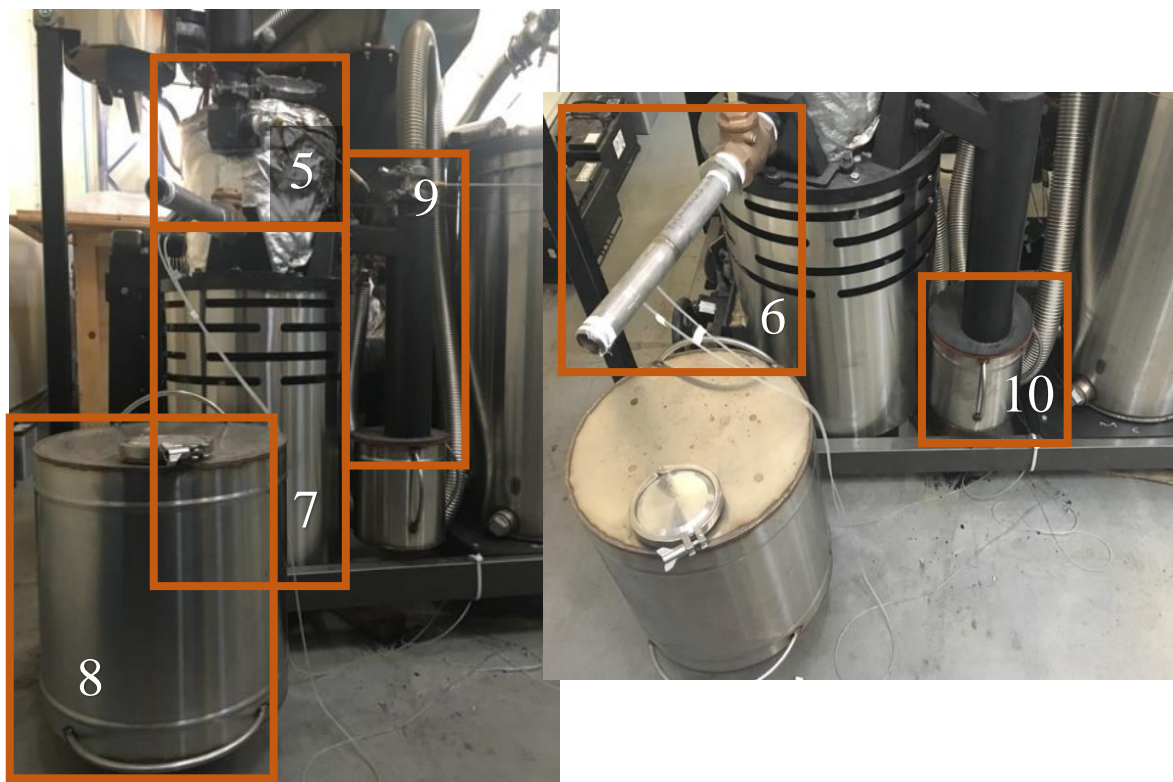


Figura 3.3 – Componentes do sistema de gaseificação desde o sistema de pirólise até à saída do separador ciclónico.

Tabela 3.2 – Componentes do sistema de gaseificação e sua legenda

Componentes	Nº
<b>Câmara de pirólise</b>	5
<b>Entrada de ar</b>	6
<b>Zona de combustão e redução</b>	7
<b>Depósito de carvão</b>	8
<b>Separador ciclónico</b>	9
<b>Depósito de partículas do separador ciclónico</b>	10

No fundo desta zona depositam-se parcialmente os compostos sólidos e líquidos resultantes do processo de gaseificação, devido a esta acumulação é necessário retirar estes compostos do reator já que o seu excesso pode levar a um mau funcionamento do reator. Para este fim existem dois mecanismos: o primeiro consiste numa grelha agitadora em forma de balde – “*grate shaker*” que serve de filtro para as partículas que já sofreram a redução pretendida e onde assenta o carvão para redução (LABS, 2015c). Este componente delimita a zona de redução e representado a vermelho na Figura 3.4, sendo a zona a azul a zona de combustão. Este mecanismo, que é ativado com base nas pressões medidas é controlado pelo PCU. O segundo mecanismo consiste em retirar as cinzas formadas do reator, sendo que para este fim existe um sistema, exemplificado na Figura 3.5, no qual permite a remoção das cinzas. Os motores que desempenham estas funções, assim como a porta que dá acesso a esta secção do reator estão representados na Figura 3.6.

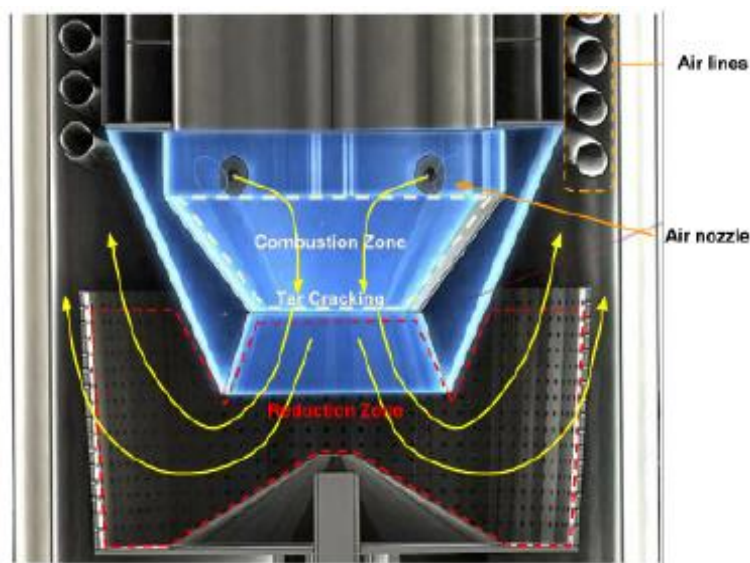


Figura 3.4 – Esquema representativo da zona de combustão (azul) e redução (vermelho) do sistema de gaseificação (LABS, 2015c).

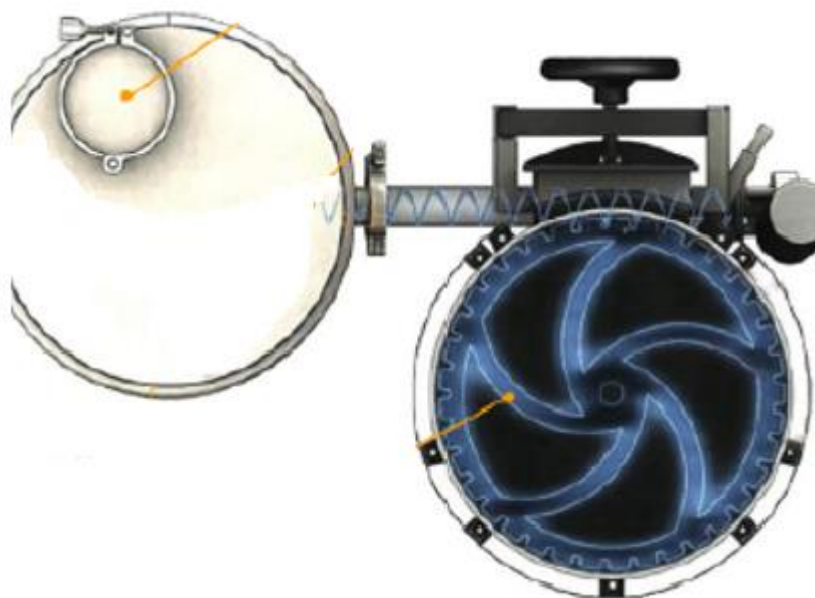


Figura 3.5 – Esquema do funcionamento de remoção de cinzas do reator do gaseificador (LABS, 2015c).

O gás de produção da gaseificação de biomassa ao sair do reator e antes de entrar no separador ciclônico sofre uma perda de temperatura. Esta queda de temperatura ocorre com o aquecimento o ar que entra na zona de combustão, o ar atinge uma temperatura de até 600 °C (LABS, 2015c). Este processo de aquecimento ocorre através da troca de calor do gás com o ar com o auxílio de um conjunto de tubos que se encontram ilustrados na zona de escoamento do gás. Estes tubos são visíveis na zona lateral do reator mostrado na Figura 3.4.

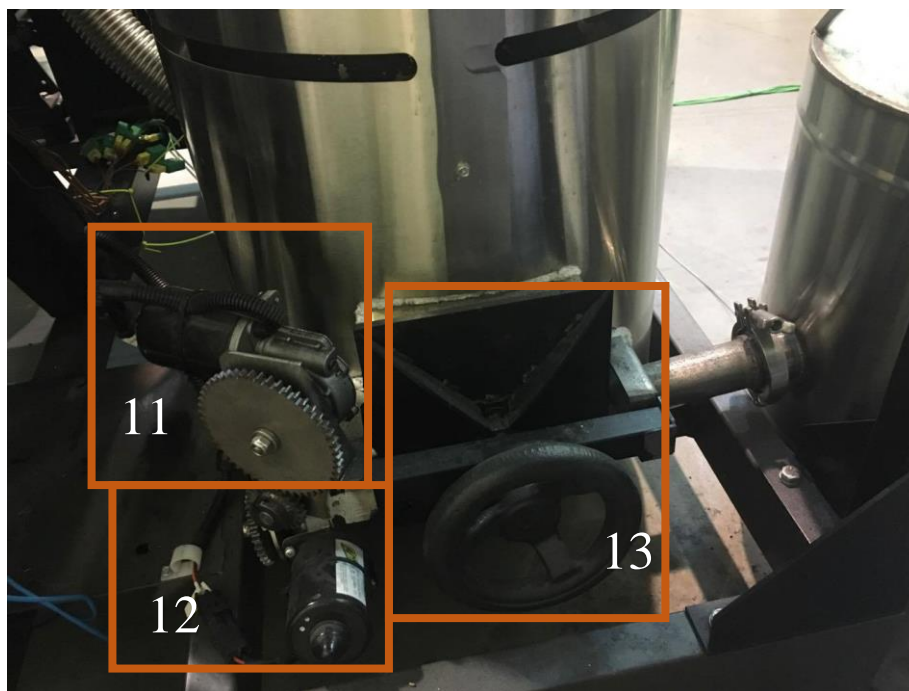


Figura 3.6 –Componentes na zona de combustão e redução do sistema.

Após este arrefecimento do gás, este entra no separador ciclônico no qual existe acumulação de partículas no depósito do separador e um arrefecimento do gás devido ao não isolamento do sistema. O gás ao sair do separador ciclônico vai promover a secagem da biomassa através de uma troca de calor que ocorre na zona de secagem de biomassa, sendo este circuito visível na Figura 3.7 no qual estão representadas a entrada e saída do gás na zona inferior do volume de secagem.



Figura 3.7 – Entradas e saídas do gás na zona de secagem.

Ao sair da zona de secagem, após um arrefecimento do mesmo o gás entra na parte inferior do filtro identificado na imagem seguinte. O filtro de partículas é feito de biomassa, pelo que a temperatura a que entra o gás de produção é limitada a 180 °C para não correr o risco de as temperaturas elevadas encetarem uma decomposição da biomassa (LABS, 2015c).



Figura 3.8 – Filtro e componentes de controlo do sistema.

O controlador, indicado com o número 15 na Figura 3.8, contém os potenciômetros que definem a potência de cada tipo de ventilador, gás ou ar, e os comandos de acionamento do sistema de arranque do motor.

Tabela 3.3 – Componentes do sistema de gaseificação e sua legenda

Componentes	Nº
<b>Motor da grelha de carvão da zona de redução</b>	11
<b>Motor para remoção das cinzas e carvão</b>	12
<b>Porta de acesso ao reator</b>	13
<b>Filtro de partículas</b>	14
<b>Controlador</b>	15
<b>PCU</b>	16



O filtro de partículas é constituído pelos seguintes conjuntos de partículas como meio de filtragem do gás, (LABS, 2015c):

- 200 mm de biomassa com dimensões de 12-40 mm;
- 200 mm de biomassa com dimensões de 3-25 mm;
- 150 mm de biomassa com dimensões de 1-3 mm;
- Dois conjuntos de esponjas para partículas inferiores;
- Sobrando 50 mm de espaço.

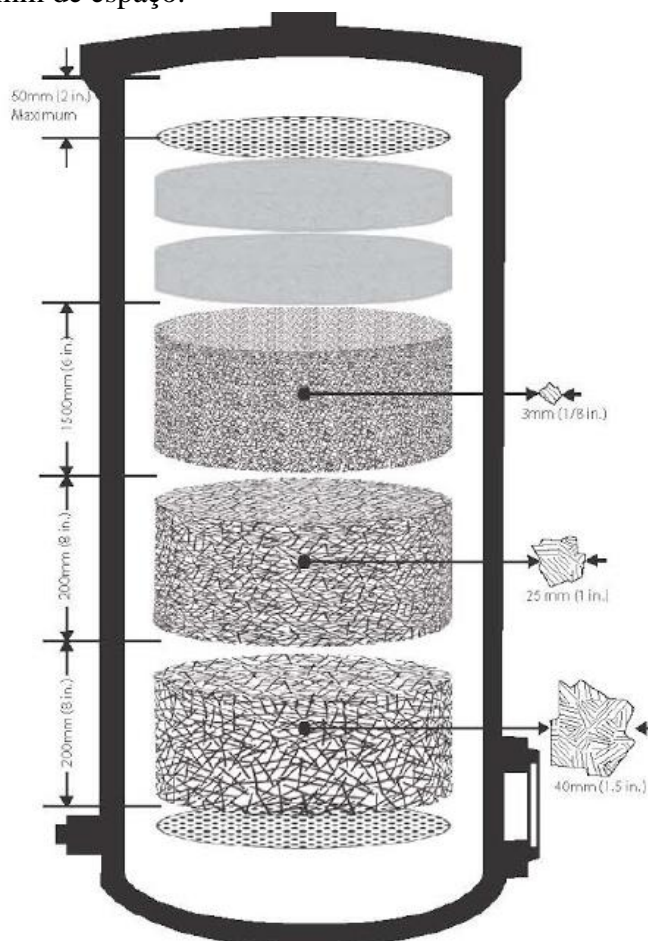


Figura 3.9 – Esquema da constituição do filtro de partículas (LABS, 2015b).

O gás à saída do filtro de partículas estará maioritariamente isento de partículas e a uma temperatura reduzida, próxima do ambiente, devido transferência de calor com os componentes do filtro. Estas condições são as suficientes para o funcionamento com motor de combustão interna para o qual foi desenhado. À saída do filtro de partículas o gás tem duas rotas possíveis, uma para a utilização que for desejada ao gás e outra para a queima a quando o aquecimento ou ausência de uso do gás.

Na ausência do uso de gás para produção de energia elétrica, à semelhança das condições de teste no desenvolvimento desta dissertação, o gás é queimado através de uma chaminé com ignição no topo com o objetivo de evitar o risco de contaminação e inalação de compostos como o monóxido de carbono, invisível, sem odor, tóxico e que pode causar morte em certas quantidades. Antes de o gás ser queimado na chaminé passa num ventilador. É este ventilador, identificado na Figura 3.10, que faz com que o sistema funcione todo ele a pressões inferiores à atmosférica. Esta característica dá origem à entrada do ar na zona de combustão, assim como uma certa proteção de, no caso de possíveis fugas existentes, estas funcionarem no sentido inverso, ou seja, como meio de entrada de ar no sistema.

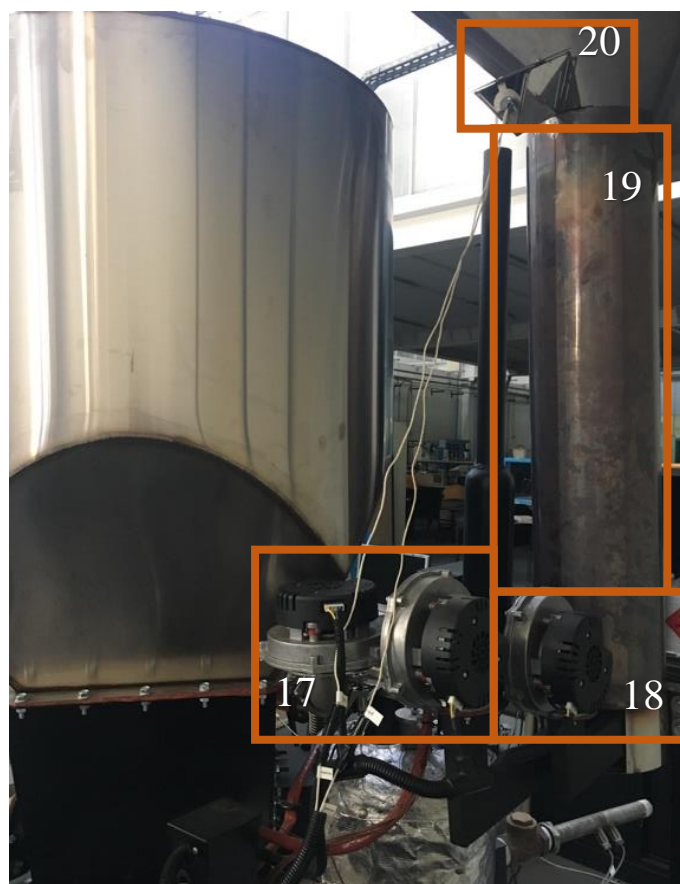


Figura 3.10 – Ventiladores e sistema de escape dos gases produzidos.

Tabela 3.4 – Componentes do sistema de gaseificação e sua legenda

Componentes	Nº
Ventiladores de gás	17
Ventilador de ar	18
chaminé	19
Ignição	20

### Dispositivos de medição

#### Medição do caudal de ar

A medição do caudal de ar à entrada da zona de combustão é feita através de uma placa orifício com os parâmetros indicados na Tabela 3.5.

Tabela 3.5 – Características dimensionais da placa orifício para medição de caudal de ar introduzido no sistema

$d_1$ [m]	$d_2$ [m]	$A_1$ [m <sup>2</sup> ]	$A_2$ [m <sup>2</sup> ]	$\beta$
0,02060	0,01064	0,00033	0,00008884	0,5163

Erro associado: a calibração da placa orifício da qual se determinou o caudal de ar indica que para um coeficiente de descarga de 1.5120 o maior erro associado medido foi de 1,2 % em relação ao valor lido.

O processo de cálculo para determinação do caudal através das duas placas orifício utilizadas é realizado pelas quedas de pressão registadas na placa orifício ( $\Delta P$ ) em Pascal, a área da secção transversal interior ( $A_2$ ) em m<sup>2</sup>, coeficiente de descarga ( $C_d$ ), razão do diâmetro do orifício pelo diâmetro do tubo ( $\beta$ ).

O Caudal volumico relaciona-se com a variáveis conhecidas através expressão (3.1), (Munson *et al.*, 2012):

$$\dot{Q} = C_d \cdot A_2 \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta P}{\rho(1-\beta)}} \quad (3.1)$$



Figura 3.11 – Imagem descritiva da posição do caudalímetro de ar.

A posição deste caudalímetro é observável na Figura 3.11 e encontra-se associado à entrada de ar que ocorre após a zona de pirólise. O caudal de ar consumido no sistema é determinado pelas necessidades do sistema, neste caso, através dos ventiladores existente à saída do filtro de partículas. A zona de entrada de ar é também observável na Figura 3.13.

### Medição de caudal de gás produzido

A medição do caudal de gás produzido é feita à saída do filtro de partículas e através de uma placa orifício com as respetivas dimensões indicadas na Tabela 3.6.

Tabela 3.6 – Características dimensionais da placa orifício para medição de caudal de gás produzido

$d_1$ [m]	$d_2$ [m]	$A_1$ [m <sup>2</sup> ]	$A_2$ [m <sup>2</sup> ]	$\beta$
0,0408	0,02197	0,00131	0,0003791	0,5385

Erro associado: o processo de determinação do erro foi semelhante à placa orifício anterior e teve um valor máximo de 1,5 % em relação ao valor lido com um coeficiente de descarga de 0,6914.

A placa orifício para medição do caudal de gás produzido encontra-se situado à saída do filtro de partículas como se pode verificar na Figura 3.12.

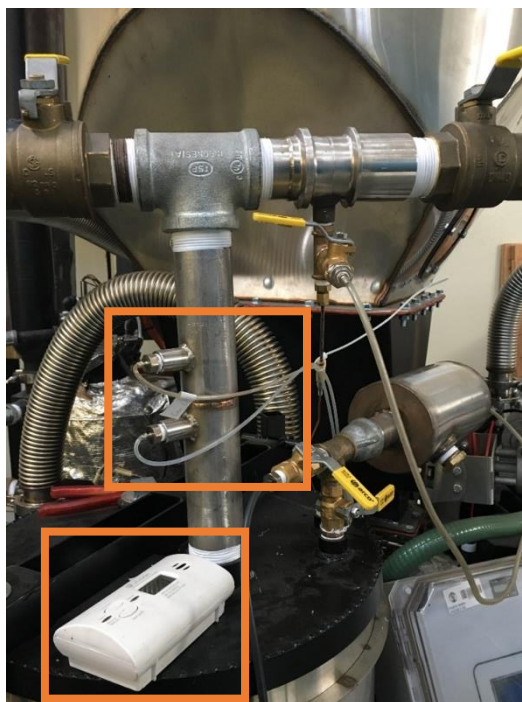


Figura 3.12 – Imagem do posicionamento da placa de orifício para medição do caudal de gás produzido e detetor de monóxido de gás utilizado por razões de segurança em caso de fugas.

### Pressões medidas

O PCU indica as pressões relativas à atmosférica e a unidade utilizada para apresentação no ecrã é a décima de polegada de coluna de água. As pressões medidas foram:

- Pressão reator, pressão do gás a saída do reator:
  - Pressão determinada na zona à saída do reator antes de entrar no separador ciclónico.
- Pressão de combustão:
  - Pressão verificada no topo da zona de combustão
- Outras pressões:
  - Placas orifício:
    - Entrada de Ar;
    - Saída de gás.
  - Pressão à saída do filtro

Para além destas pressões o terminal indica a razão entre a pressão de combustão e de reação em valor percentual, denominado  $P_{ratio}$ , definido pela expressão (3.2).

$$P_{ratio} = \frac{P_{comb}}{P_{reac}} \cdot 100 \quad (3.2)$$

É esta informação que indica o momento no qual o a grelha no fundo do reator, zona de redução, deve ou não ser acionado assim como se existe formação de pontes de biomassa no reservatório. Estas formações impossibilitam o fornecimento de biomassa no reator. Para efeitos de funcionamento os valores para os quais tais informações são indicadas ao sistema estão indicados na Tabela 3.7.

Tabela 3.7 – Ações do sistema em função da razão da pressão de combustão e reator do sistema (LABS, 2015b)

$P_{ratio}$	Informações
>30%	Grande perda de pressão entre a zona de combustão e saída do reator, acionamento da grelha no fundo do reator,
30-60 %	Funcionamento normal do sistema
>60 %	Zona de redução vazia, reservatório vazio ou possíveis formações de pontes no reservatório de biomassa





Figura 3.13 – Tomadas de pressão de combustão e reação do reator do sistema de gaseificação (LABS, 2015c).

### Temperaturas medidas

- Temperatura na restrição

A temperatura é determinada através de um termopar do tipo K com 1/16'' de diâmetro de 24''d de comprimento. O termopar está situado na zona delimitadora da combustão da redução, como observável na figura seguinte.

- Temperatura de redução

Temperatura medida na zona de redução do reator. O termopar utilizado é semelhante ao utilizado para determinar a temperatura na restrição.

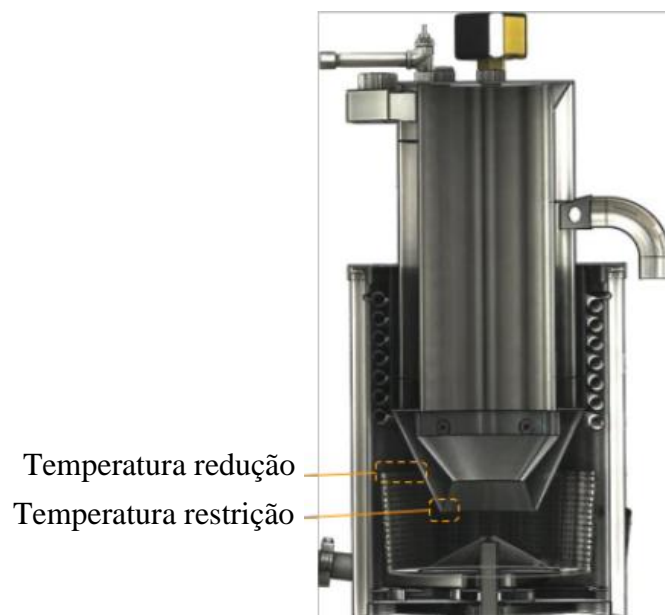


Figura 3.14 – Zonas de tomada de temperatura através de termopares do tipo K (LABS, 2015c).

Para além destas medições de temperatura foram também registadas outras temperaturas: temperaturas ao longo da zona da pirólise, a temperatura do gás: à saída do reator, antes e depois da zona de secagem e à saída do filtro.

Como foi referenciado ao longo deste subcapítulo o sistema de gaseificação utiliza um PCU como unidade de controlo dos diversos componentes, incluindo parte das medições efetuadas. O PCU indicado está representado na Figura 3.15, sendo constituído por componentes como, (LABS, 2015c):

- Entradas analógicas – ANA;
- Sensores de pressão – PS;
- Mini entradas de termopares;
- Fonte de alimentação;
- Transístores de efeito de campo – “*Field effect transistor*” – FET.

Fonte de alimentação: a fonte de alimentação do sistema é de 12V de corrente contínua, sendo que o PCU converte maior parte dos componentes para 5 e 3,3 V DC.

Entradas analógicas: as 8 entradas analógicas medem os valores de tensão registadas nos componentes, num intervalo de 0 a 5 Volts, através destes valores e análise dos mesmos será possível ao sistema desenvolver certas ações de controlo, como por exemplo: uma ativação do nível de biomassa que indica a necessidade de acionar o motor de alimentação de combustível. A função de algumas das entradas analógica são indicadas na Tabela 3.8.

Tabela 3.8 – Conjunto de entradas analógicas, (LABS, 2015c)

Entradas analógicas	Componente	Entradas analógicas	Componente
ANA0	Sensor de oxigénio para mistura ar-gás	ANA3	Pressão do óleo do motor
ANA1	Nível de biomassa	ANA4	Corrente do motor de alimentação de biomassa
ANA2	Chave de ignição		

Transístores de efeito de campo: os transístores são utilizados para controlar um conjunto de relés eletromecânicos que acionam diversos componentes. Na Tabela 3.9 e Tabela 3.10 seguintes é possível observar as diversas funções de transístores e relés.

Tabela 3.9 – Conjunto de transístores utilizados, (LABS, 2015c)

FET	Do PCU para quadro de relés	FET	Do PCU para quadro de relés
FET0	Motor de alimentação (sentido normal)	FET4	Ignição chaminé
FET1	Grelha no fundo da redução	FET5	Reset do sensor de oxigénio
FET2	Ignição do motor	FET6	Alarme
FET3	Arranque do motor	FET7	Motor de alimentação (sentido inverso)

Tabela 3.10 – Conjunto de relés eletromecânicos, (LABS, 2015c)

Relés	Função	Relés	Função
K1	-	K5	Ignição chaminé
K2	Grelha no fundo da redução	K6	-
K3	Ignição do motor e governador	K7	Motor de alimentação (sentido normal)
K4	Arranque do motor	K8	Motor de alimentação (sentido inverso)

Relativamente às entradas dos termopares o PCU contém 15 entradas de termopares do tipo K. (LABS, 2015c)

Sensores de pressão: os sensores de pressão são do tipo diferencial, medindo sempre pressões relativas entre as duas tomadas de pressão existentes em cada sensor. A nível de valores de medição de pressão das tomadas 6 tomadas existentes, PS0 a PS3 são sensíveis num intervalo de  $\pm 28$  polegadas de coluna de água ( $\pm 6,97$  kPa) e as tomadas PS4 e PS5 têm um intervalo de medição de  $\pm 8$  polegadas de coluna de água ( $\pm 1,99$  kPa) (LABS, 2015c).

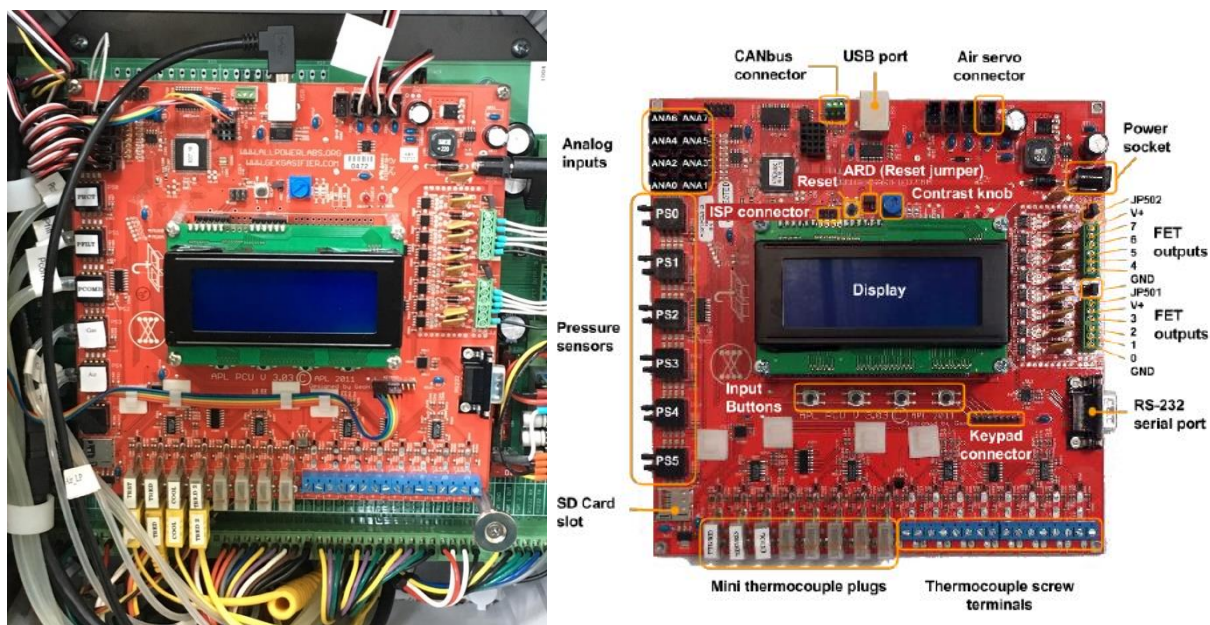


Figura 3.15 – Imagens do PCU, exemplo de ligação à esquerda e legenda de componentes na imagem da direita (LABS, 2015c).

### 3.2 Arranque

No início o sistema encontra-se todo à temperatura ambiente, pelo que o seu funcionamento não ocorre espontaneamente, o processo de arranque do sistema é constituído por etapas, algumas das quais com fornecimento externo de energia calorífica e outras etapas para aquecimento do sistema. O processo de arranque que se desenvolve é o a seguinte:

Abrir a válvula de saída para a chaminé e acionar o ventilador de gás através do painel de controlo, de forma a atingir uma pressão no reator de -1,5 polegadas de água, visível no PCU. Para esta situação é preciso averiguar que a ignição da chaminé presente na chaminé esteja ligada. Após atingir este valor colocam-se os ventiladores de ar sensivelmente à mesma potência e insere-se por uma cavidade existente na zona da pirólise uma mistura de líquido para ignição; este pode ser álcool, gasolina, etc., numa quantidade de 15-25 ml.

É necessário inserir uma fonte de ignição e calor para a queima da biomassa, de forma a que esta aqueça o sistema de gaseificação. Para esta função é indicada a utilização de um maçarico.

Quando o sistema atingir uma temperatura de restrição de 80°C ou começar a libertar gás pela chaminé procede-se ao fecho da cavidade utilizada aquecimento externo e aumenta-se a potência dos ventiladores de forma a ter uma pressão de reação nos - 4,0 polegadas de água, indicados no painel. Quando o gás produzido se incendiar deve-se proceder ao aumento da potência dos ventiladores para o máximo de forma a aumentar a rapidez do aquecimento do sistema e ajustar o caudal de ar dos ventiladores de forma a que a combustão ocorra dentro da chaminé e não no exterior.

O processo de arranque do sistema de gaseificação envolve cerca de 20 minutos, situação que será testada e analisada nos ensaios e resultados experimentais apresentados posteriormente.

### 3.3 Sistema de análise gás

O método utilizado para a análise de gás consistiu em retirar o gás à saída do filtro de partículas, analisar a composição do gás produzido e voltar a inserir este novamente no sistema. Para a análise de gás este precisa de passar por um filtro para retirar as restantes partículas que possam existir, pois estas podem danificar o analisador. O ar é sugado através do sistema com utilização de uma bomba de vácuo existente no analisador de gás e uma outra inserida após o filtro de partículas. O filtro de partículas é constituído por duas colunas de água e uma coluna de carvão ativado granulado. Em resumo o sistema de análise de gás pode ser esquematizado pela Figura 3.16.

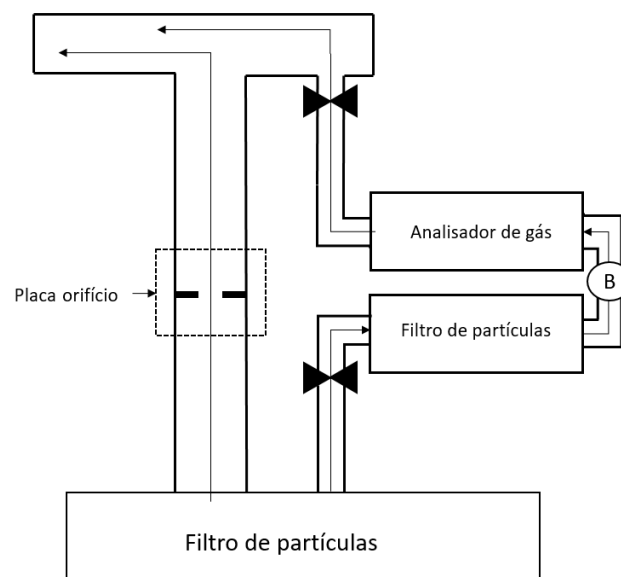


Figura 3.16 – Ilustração do método de análise gás aplicado.

O filtro de partículas, assim como o analisador de gás utilizados estão indicados na Figura 3.17. O erro associado à medição feita pelo analisador de gás é menor ou igual a 2% com uma resolução de 0,01% (LABS, 2015a). O analisador de gás foi utilizado com um caudal de 1 l/min.



Figura 3.17 – Analisador de gás utilizado (parte superior esquerda) e separador de partículas (restantes).

### 3.4 Biomassa utilizada

A biomassa utilizada para o estudo experimental do gaseificador foi madeira de pinheiro com dimensões compreendidas entre os 12-40 mm e humidade relativa (base seca) de 9,3 % dentro do intervalo de 5 a 30% definido segundo as especificações do fabricante do sistema.

O valor da humidade relativa da biomassa foi determinado através de um ensaio em forno e indicados os resultados na Tabela 3.11. No ensaio foi calculado a variação de massa de uma quantidade de biomassa com pesagens antes e depois da sua secagem. Segundo (Govett *et al.*, 2010) a temperatura utilizada foi de 103 °C e com pesagens feitas em intervalos de 4 em 4 horas, parando o teste com a paragem de variação de massa entre cada ensaio.

Tabela 3.11 – Dados e resultados do ensaio da humidade relativa feita à biomassa

Temperatura forno	Resolução de pesagem	Tempo de ensaio	Massa inicial	Variação mássica	w(%)	w(%), em base seca
103 °C	0,1 g	16 horas	100 g	8,5 g	8,5	9,3

Utilizando a biomassa peneirada de forna a ter as dimensões pretendidas, a massa volúmica desta dentro do reservatório não é a mesma que a que foi definida para um bloco maciço de madeira de pinho, trata-se, portanto, de uma massa volúmica aparente devido aos espaços vazios entre os pedaços de biomassa. Os valores da massa volúmica aparente são definidos com base nas disposições, ainda que aleatória, dos pedaços de madeira, sendo estes de tamanhos e geometrias variáveis.



Figura 3.18 – Pesagem da biomassa para determinação da massa volúmica aparente.

Para efeito de determinação da massa volúmica da madeira de pinheiro utilizada foi realizada uma série de 10 ensaios e que foi depois repetida quando de tratou a nova biomassa. O processo utilizado consistiu em medir a madeira num balde de volume e massa conhecidos, como ilustrado na Figura 3.18, com uma balança com uma resolução de  $\pm 0,005$  kg. Os resultados obtidos encontram-se indicados na Tabela 3.12.

Tabela 3.12 – Séries de ensaios realizados com intuito de determinar a densidade aparente da biomassa utilizado.

Nº de ensaios	Volume balde	Massa do balde	Valor médio da massa	Massa volúmica aparente	Desvio padrão
10	10,320 L	1,105 Kg	2,5205 kg	244,23 kg/m <sup>3</sup>	3,622 kg/m <sup>3</sup>
10	10,320 L	1,105 Kg	2,5205 kg	244,23 kg/m <sup>3</sup>	3,534 kg/m <sup>3</sup>



Através dos dados da Tabela 3.12 é possível observar que a densidade aparente da biomassa não sofreu alterações além do desvio padrão associado a cada ensaio, que foram realizados em alturas diferentes. Esta igualdade de valor indica que não houve alterações da biomassa tanto no tratamento de separação que foi realizado como da humidade presente nos dois ensaios. Os ensaios de gaseificação foram, portanto, realizados em condições semelhantes quanto ao combustível utilizado. Para além da semelhança de resultados dos dois ensaios, os valores obtidos vão de encontro a valores determinados em Huhtinen (2006) de 229 kg/m<sup>3</sup> para madeira seca e 238 com 3,87% de humidade em base húmida. Os valores determinados também vão de encontro com valores de 250 kg/m<sup>3</sup> segundo LABS (2015b)

Para determinar a eficiência de sistema é sempre preciso quantificar a energia lhe é fornecida. No caso do sistema de gaseificação é preciso quantificar o potencial energético contido na biomassa a gaseificar, através do poder calorífico associado à mesma.

O poder calorífico da biomassa depende de diversos fatores, sendo os mais significativos o tipo de biomassa e a humidade presente na mesma. (Alakangas, 2005)

Para a determinação do poder calorífico, este para pedaços de pinheiro, a biomassa utilizada, os valores para madeira seca do poder calorífico inferior situam-se entre 19,53 e 19,63 MJ/kg consoante a idade e tamanho da árvore (Alakangas, 2005). Aplicando a equação (3.3) é possível estimar o poder calorífico inferior com base no valor médio do poder calorífico de biomassa seca indicado e também em função do teor humidade definido na base húmida, como mostra a equação (3.4) (Alakangas, 2015). O valor obtido está indicado na Tabela 3.13.

$$PCI = PCI_{seco} \cdot \frac{100-w(\%)}{100} - 0,02443 \cdot w(\%) \quad (3.3)$$

$$w(\%) = \frac{m_2-m_3}{m_2-m_1} * 100 \quad (3.4)$$

sendo:

- m<sub>1</sub>-massa do depósito de biomassa utilizada;
- m<sub>2</sub>-massa da amostra antes de secagem;
- m<sub>3</sub>-massa da amostra depois da secagem;

#### 3.4.1 Processo de separação de biomassa

O processo para separação de tamanhos da biomassa foi feito através de peneira manual da mesma. Para a realização de tal processo recorreu-se ao uso de duas grelhas de separação, uma grelha de pedaços finos e outra de pedaços grossos. As grelhas podem ser observadas nas duas seguintes imagens e têm respetivamente tamanhos de 0,5 e 1 polegadas de aresta em cada orifício. Na Figura 3.19 e Figura 3.20 estão indicadas as diferentes grelhas e pedaços separados.



Figura 3.19 – Filtro de separação de pedaços demasiado finos (direita) e acumulação dos mesmos (esquerda).



Figura 3.20 – Filtro de separação de pedaços demasiado grossos (esquerda) e acumulação dos mesmos (direita).

O processo manual é um processo que se demonstrou muito demorado, sendo que para a peneira, sensivelmente de metade de um saco de uma tonelada e meia de biomassa, foi preciso quase um dia e meio de trabalho individual.

O processo consistiu basicamente em separar os pedaços finos visto que estes pedaços pareciam ser os que estariam em maior quantidade, depois procedeu-se à separação dos pedaços demasiado grandes da biomassa restante. A técnica de separação de biomassa poderia e deveria em certas condições ser mecanizado com o objetivo de diminuir estes tempos de seleção.

É, no entanto, importante salientar outro fator que influenciou a demora do processo que foi a quantidade de biomassa que não cumpria os requisitos de dimensão do gaseificador, como se pode ver pela Figura 3.22 o processo de peneira de pedaços finos deu origem à mesma quantidade de biomassa de pedaços finos como pedaços pretendidos.

Os três diferentes tipos de pedaços estão ilustrados na Figura 3.21.



Figura 3.21 – Ilustração dos tamanhos que se pretendiam separar (tamanho aumenta da esquerda para a direita).

Em resumo as propriedades obtidas da biomassa utilizada estão indicadas na Tabela 3.13.

Tabela 3.13 – Propriedades obtidas para a biomassa utilizada

Biomassa	w(%)	PCI, em base seca	PCI à humidade de biomassa utilizada	$\rho_{aparente}$
Pinheiro	8,5	19,53 MJ/kg	17,71 MJ/kg	244,23 kg/m <sup>3</sup>





Figura 3.22 – Imagem da biomassa inicial (figuras de cima) e resultados após peneira de finos (sacos de biomassa para peneira de pedaços grossos na figura inferior direita e saco com pedaços finos na figura inferior esquerda).

### 3.5 Dificuldades técnicas

Com o objetivo de evitar tempos limite de funcionamento e tempos de carregamento da bateria implementou-se uma fonte de alimentação diretamente da rede elétrica. Para este efeito procedeu-se a um levantamento dos consumos elétricos dos diversos componentes. A lista de componentes é apresentada na Tabela 3.14.

Após esta análise foi selecionado uma fonte de alimentação de 500 Watt com uma saída de 12.1 Volts e 40 Ampere para substituir a bateria utilizada.

O sistema de gaseificação com motor e gerador acoplado não tem este problema devido ao facto de a bateria ser simplesmente carregada com o funcionamento destes componentes. A bateria não foi completamente substituída sendo preciso esta para o arranque do motor.

Tabela 3.14 – Consumos estimados, médios e máximos medidos dos diversos componentes do sistema

Componentes	Dados [A]	Consumo máximos medidos [A]	Consumo medidos [A]
PCU arranque	3	3	3
PCU standby	1,2	1,2	1,2
Ventilador ar	4,9	4,9	3,7
Motor de Biomassa	9	9	7,8
Governador do motor	2	2	0,8
Ignição na chaminé*			
Grelha de cinzas	4 a 5	5	3,8
Motor extração de cinzas	4 a 5	5	3,8
<b>Total</b>			<b>30.3</b>

\* ignição, ao ligar contém um pico de consumo superior a 10 Amperes



## 4 Resultados experimentais e análise

Os ensaios realizados no sistema de gaseificação tiveram como objetivo caracterizar o seu funcionamento. As principais características que se pretenderam identificar e quantificar foram:

- Temperaturas de funcionamento;
- Tempos de arranque do sistema;
- Caudal de gás produzido;
- Comportamento do sistema a diferentes cargas parciais de funcionamento;
- Rendimento térmico do sistema;
- Análise do tempo de resposta a arranques intermédios.

O consumo de biomassa foi quantificado através da medição da altura registada no depósito, recorrendo esta a uma régua existente dentro do depósito, na zona em que este tem a forma de um cilindro. A Figura 4.1 evidencia as condições de medição no qual se considerou uma resolução de apenas 5 mm.

Para efeitos da determinação da quantidade de biomassa consumida, como as medidas ocorrem na zona em que o depósito se aproxima a um cilindro, a massa de biomassa queimada será dada por:

$$\text{Biomassa consumida} = \Delta h \cdot \rho_{\text{aparente}} \cdot A_{\text{superficial}} = \Delta h \cdot \rho_{\text{aparente}} \cdot \frac{D_{\text{reservatório}}^2}{4} \cdot \pi \quad (4.1)$$

sendo  $D_{\text{reservatório}} = 0,76 \text{ m}$

Foram realizados diversos ensaios em que as condições gerais de funcionamento se encontram descritas na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Condições gerais de funcionamento do sistema em diversos ensaios

	<b>Tipo de ensaio</b>	<b>P<sub>amb</sub> [Pa]</b>	<b>T<sub>amb</sub> [°C]</b>	<b>Duração [h:min]</b>	<b>Variação de altura de biomassa [cm]</b>	<b>Biomassa Consumida [kg]</b>
<b>Ensaio 1</b>	Arranque e teste em carga parcial	98640	23	2:38	20 a 9	12,19
<b>Ensaio 2</b>	Arranque e teste em carga parcial	98790	20	2:43	22,5 a 11,5	12,19
<b>Ensaio 3</b>	Arrefecimento	98730	22	14:06	-	-
<b>Ensaio 4</b>	Arranque, teste a carga parcial, arrefecimento e arranque intermédio	98690	23	5:25	21,5 a 9,5	13,30
<b>Ensaio 5</b>	Arranque, arrefecimento e arranque intermédio	98780	23	8:44	21 a 14,5	7,20



Figura 4.1 – Método de medição da altura de biomassa.

O funcionamento dos testes a cargas parciais foi definido através do potenciômetro que regula o ventilador de gás. O potenciômetro, já referido anteriormente, foram regulados entre valores de 5, 7, 9, 11 da escala, sendo 11 a regulação para a potência máxima do ventilador. Para simplificação os valores do potenciômetro indicados de 11, 9, 7 e 5 serão considerados respetivamente como 100, 81,8, 63,6 e 45,4 % da carga.

O ideal para a análise pretendida seria a regulação do sistema para um determinado valor de caudal de gás produzido, contudo a incapacidade de observar o caudal de gás em tempo real assim como as próprias flutuações deste ao longo do tempo, associadas à cinética das reações e às variações de potência dos ventiladores relacionadas com o acionamento de outros componentes não o permitem.

### 1º Ensaio

O primeiro ensaio realizado teve o intuito de se analisar o arranque do sistema, desde tempos, temperaturas e composição de gás e analisar também o comportamento do sistema a cargas parciais já definidas. Na Tabela 4.2 estão indicados os intervalos de tempo dados para cada teste feito.

Tabela 4.2 – Intervalos considerados durante 1º ensaio

Etapa	Iniciação	Ventilador 100%	Ventilador 81,8%	Ventilador 63,6%	Ventilador 45,4%	Ventilador 100%	Desligar
Tempo	0 – 2860	2860 – 3295	3295 – 3950	3950 – 4670	4670 – 5280	5280 – 6250	7250 – 9460

O gráfico da Figura 4.2 representa as temperaturas de restrição, redução e à saída do reator ao longo do tempo de ensaio. É possível retirar do gráfico que a temperatura do gás à saída do reator oscila em torno dos 500 °C e a temperatura de redução atinge valores na ordem dos 650 °C apresentando maiores variações do que a temperatura à saída do reator. Este facto pode estar associado ao fenómeno que o aumento de temperatura registado na redução produz um aumento das trocas de calor, quer na zona de troca de calor entre o gás e o ar de entrada, quer para o exterior, permitindo assim que temperatura do gás à saída do reator demonstre um aspeto mais equilibrado e constante. Para além de isso a medição de temperatura de gás poderá ser de melhor rigor do que a medição feita na zona de redução, já que esta última é feita numa zona com flutuações de temperatura associada a uma não homogeneidade temporal do gás produzido enquanto o gás produzido à saída do reator passou por um permutador de calor que permite

uma homogeneidade de temperaturas. Quanto à temperatura de restrição registada, os dados experimentais centraram-se entre os 800 °C e 900 °C.

As condições de operação atingidas serão, ainda neste capítulo, comparadas com os restantes ensaios, após apresentação dos mesmos.

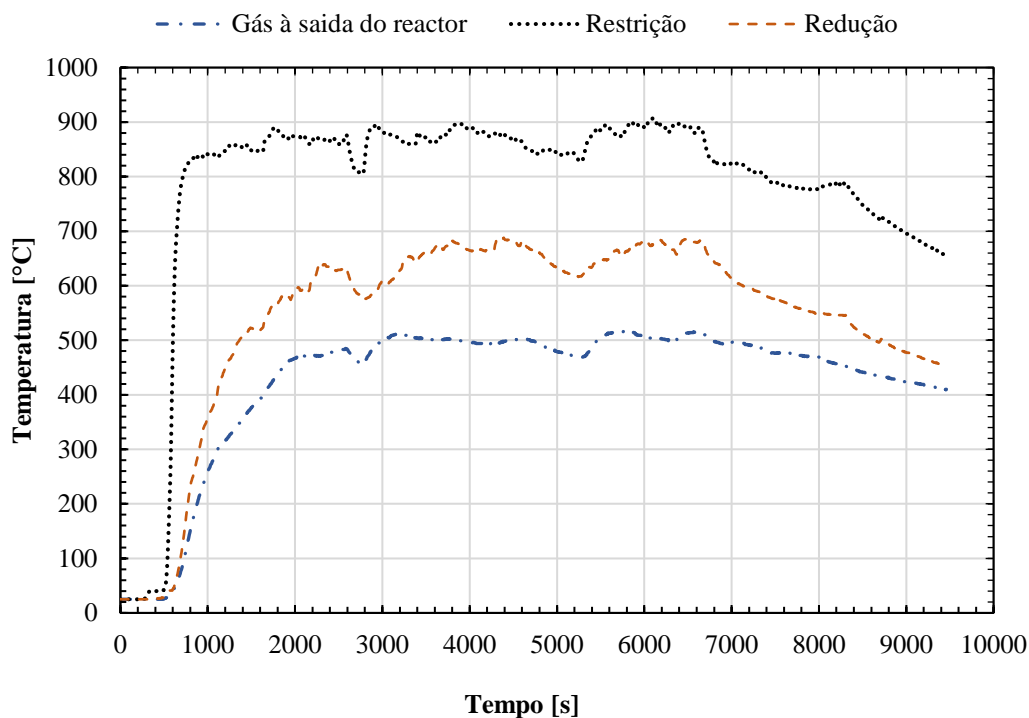


Figura 4.2 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 1º ensaio.

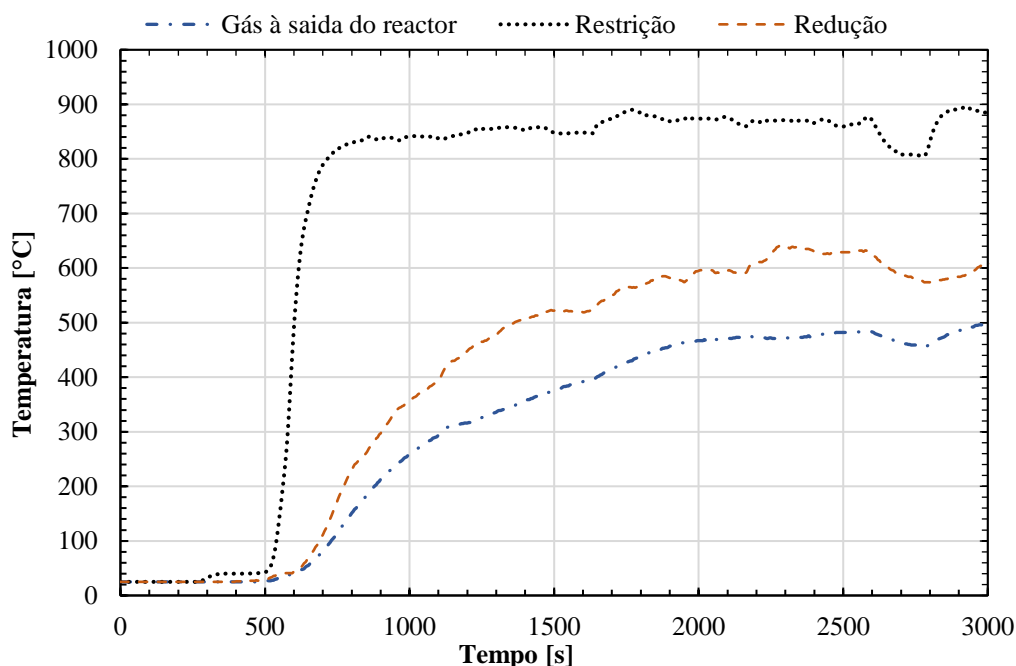


Figura 4.3 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 1º ensaio no arranque do sistema.

No gráfico da Figura 4.3 é possível observar o desenvolvimento das temperaturas do reator ao longo do arranque do sistema. Para se atingir a temperatura na qual, segundo LABS (2015b), se permita o arranque do motor do sistema, cerca de 800 °C na zona de restrição, é necessário um intervalo de tempo na ordem dos 700 segundos, que se encontra dentro do tempo de

intervalo de 20 minutos considerado pelo fabricante. Para além de isso, o sistema no arranque demora cerca de 1650 segundos para atingir os 400 °C, 3000 segundos para que se atinja a temperatura de 500 °C do gás à saída do reator e ainda um intervalo de 2000 segundos para que se obtenha cerca de 600 °C de temperatura na zona de redução.

A composição do gás de produção medida pelo analisador de gás durante o primeiro ensaio está representada na Figura 4.4, que em resumo permitiu concluir a composição média do gás produzido durante os testes a cargas parciais, como indicado na Tabela 4.3.

O gráfico permite analisar, para além dos valores médios da composição de gás, a variação da composição do gás no arranque e após ser retirado o analisador do sistema. Nesta última situação os valores registados dos compostos de azoto e oxigénio, respetivamente, 80% e 20% são próximos dos valores normalizados respetivos de 79% e 21% do ar.

No gráfico da Figura 4.5 é possível observar os valores do poder calorífico inferior calculados através da composição química do gás produzido ao longo do ensaio e previamente apresentada. Da análise do gráfico referido salientam-se algumas situações, nomeadamente as propriedades do gás medido no arranque do sistema e o seu poder calorífico associado.

O gráfico da Figura 4.6 identifica melhor tal situação sendo que esta será comparada com as restantes respostas do sistema ao arranque que irão ser apresentadas neste capítulo na análise de resultados.

O poder calorífico inferior e a massa volúmica do gás produzido foram calculados à pressão e temperatura de medição, para tal considerou-se a pressão do gás à saída do filtro de partículas do gaseificador assim como a sua temperatura. Note-se que o sistema de gaseificação regista a pressão relativa à saída do filtro de partículas e os valores de poder calorífico obtidos foram calculados através dos valores tabelados segundo Software (2017) e confirmados com valores estabelecidos segundo Waldheim e Nilsson (2001) sendo indicados nos gráficos discutidos. Os valores de pressão relativa no filtro estão apresentados na Figura A.1 dos Anexos A.

Juntamente com este cálculo do poder calorífico inferior também se determinou a massa volúmica do gás com base na sua composição química e condições de pressão e temperatura como também para o ar à temperatura e pressões ambiente.

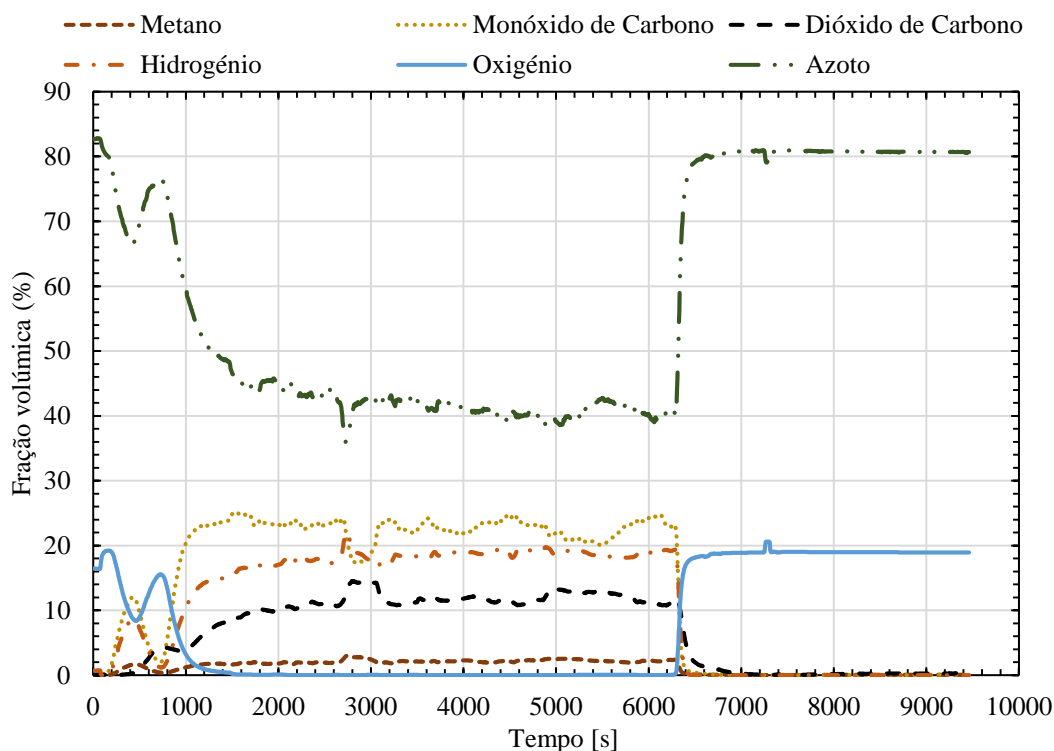


Figura 4.4 – Composição volumétrica percentual do gás produzido ao longo do 1º ensaio.

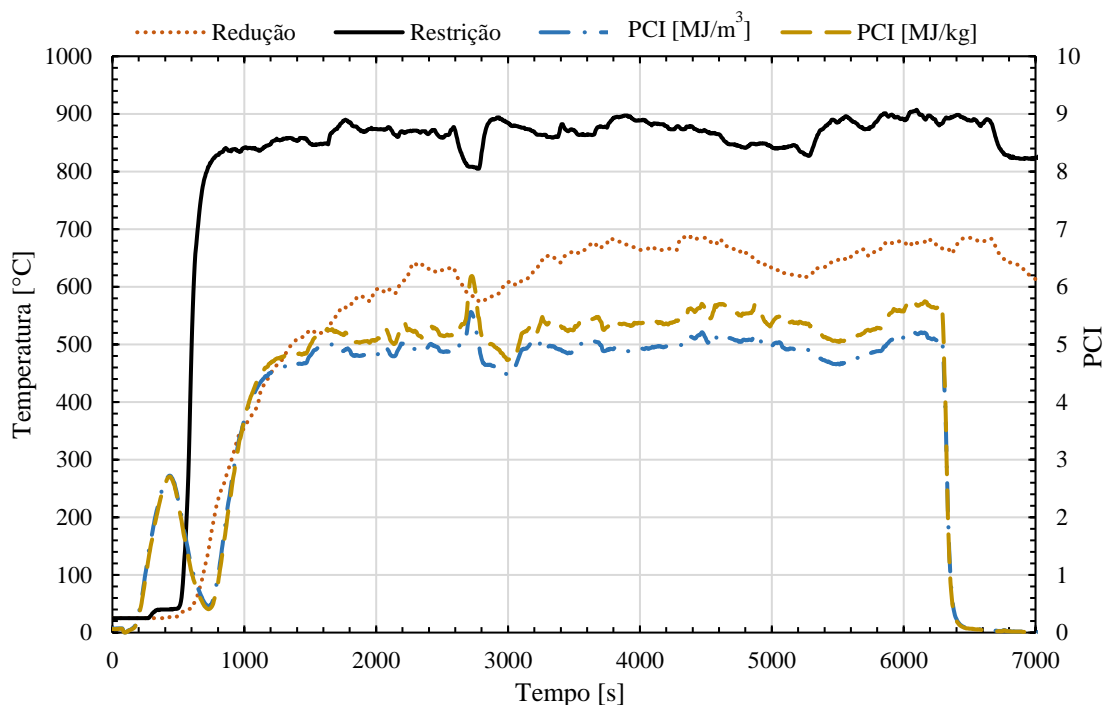


Figura 4.5 – Gráfico das temperaturas de restrição e redução e dos poderes caloríficos inferiores do gás produzido ao longo do 1º ensaio.

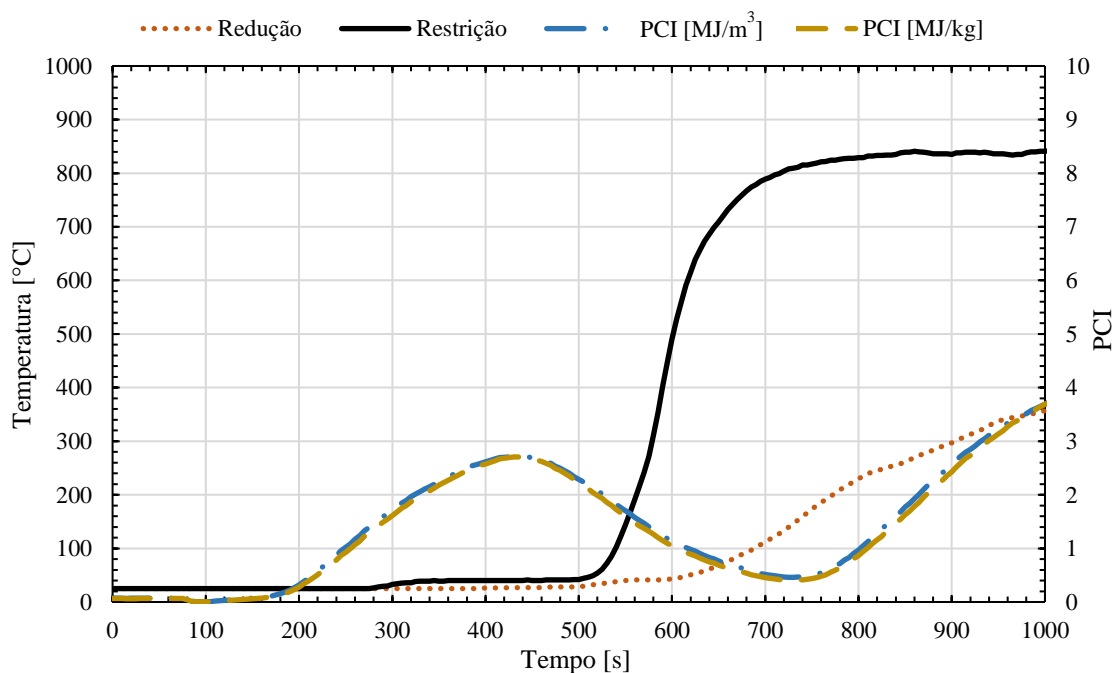


Figura 4.6 – Aproximação de gráfico da Figura 4.5, intervalo de tempo de 0 a 1000 segundos.

No intervalo de tempo entre os 2585 e 2785 realizou-se um teste ao analisador de gás no qual se reduziu a potência dos ventiladores, como se se tratasse de um processo de desligar o gaseificador e fechou-se parcialmente a válvula de saída do gás. O objetivo deste teste seria avaliar as diferenças dos valores medidos da composição de gás produzido num teste em contínuo ou com a recolha de amostras. Os valores de poder calorífico verificados nesta situação registaram um pico de medição, tal efeito pode ser provocado pela variação dos gases de gaseificação devido ao fecho parcial da válvula, e é identificado na Figura 4.7 e Figura 4.4. Observa-se que houve um aumento do valor dióxido de carbono e hidrogénio e uma diminuição do valor de azoto e monóxido de carbono lido, tal observação poderá estar associada ao escoamento praticamente por convecção natural, às densidades de cada um dos compostos e à

posição da saída de gás para o analisador. Para além de isso nota-se que, como o método se processa de um modo semelhante à sequência de se desligar o sistema, este regista, portanto, uma diminuição das temperaturas de redução e restrição ao longo do teste associado também a, após um período de tempo, a uma diminuição do poder calorífico registado. Conclui-se que o método em contínuo regista melhor os valores da composição do gás do que com amostras retiradas com a paragem do sistema.

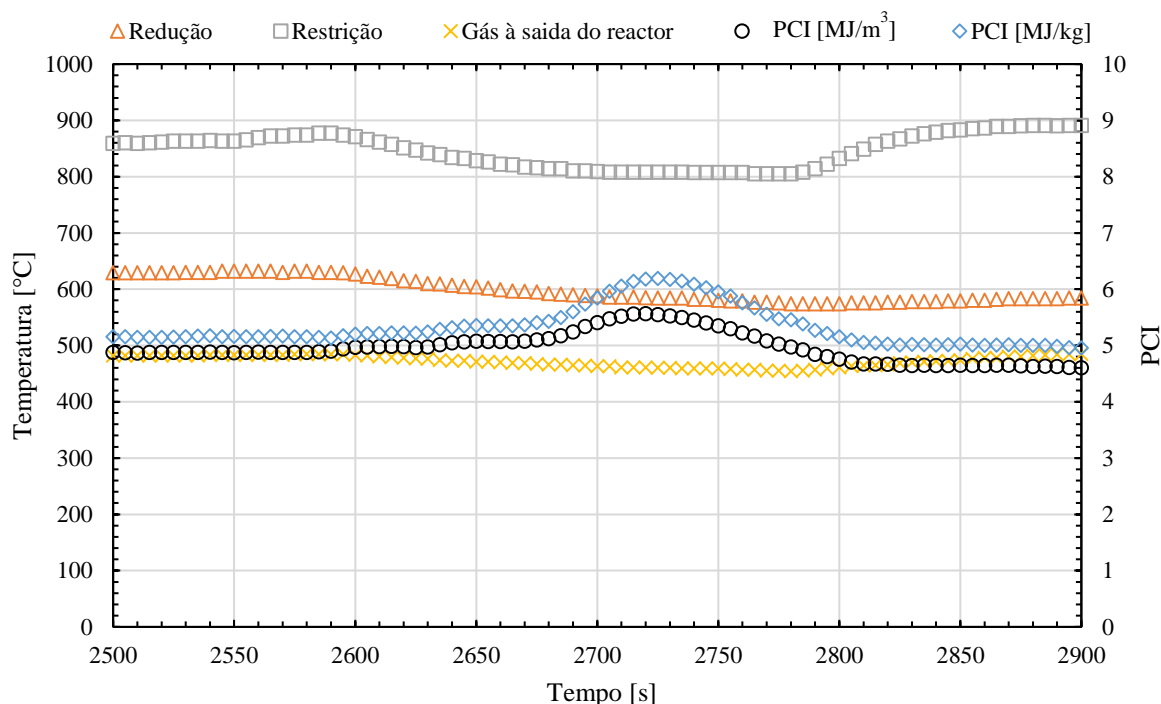


Figura 4.7 – Temperaturas do reator e PCI do gás produzidas, no intervalo de tempo em que se utilizou o método de análise de gás com interrupção do sistema.

Ao longo da zona da pirólise, foram colocados um conjunto de 6 termopares com designação ascendente à medida que se aproxima da zona de combustão. As temperaturas registadas ao longo do ensaio foram agrupadas no gráfico da Figura 4.8.

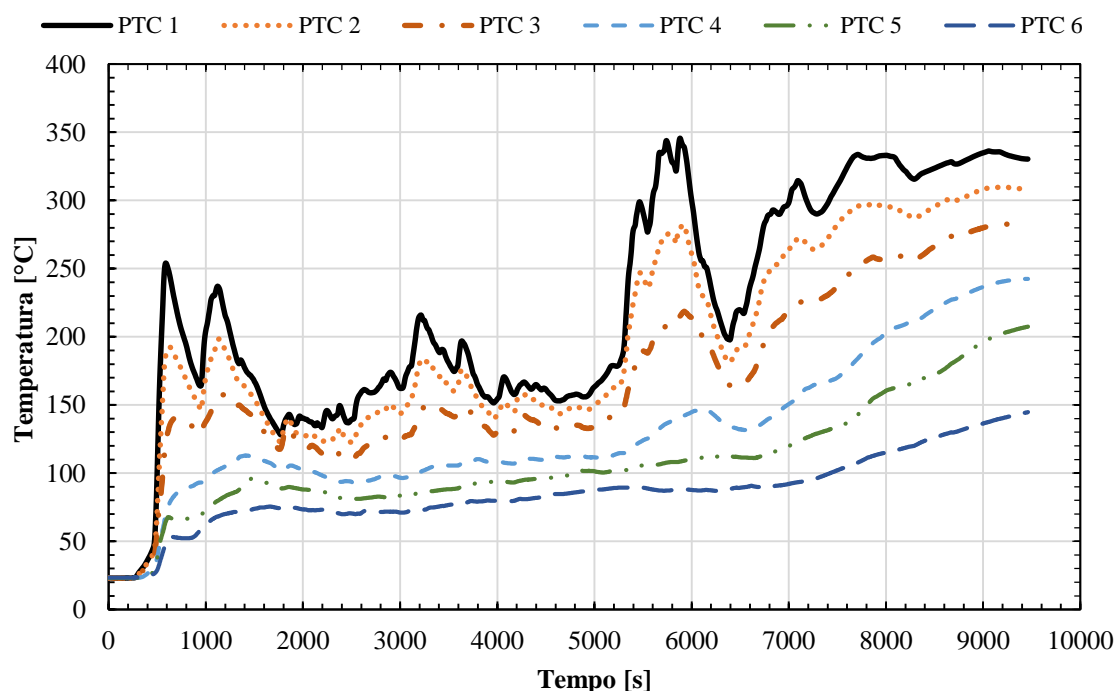


Figura 4.8 – Temperaturas na zona de pirólise do reator em função do tempo, 1º ensaio.

Ao desligar o sistema de gaseificação, as temperaturas registadas dentro da zona de pirólise aumentam, com observável nos termopares da Figura 4.8. Tal situação deve-se à redução da perda de calor pela transferência de massa do gás produzido extraído e de ar introduzido. Sendo sistema autossustentável durante algum tempo, pois após o fecho das válvulas as reações devido às temperaturas elevadas continuam a ocorrer e o calor produzido permanece no reator.

No gráfico da Figura 4.9 é possível observar a variação da temperatura do gás desde que sai do separador ciclónico até à saída do volume de secagem, assim como depois de passar no filtro de partículas. É de salientar a temperatura de gás à saída do separador ser bastante inferior à registada à saída do reator: à saída do reator o gás estava na zona dos 500 °C e sai do separador ciclónico a uma temperatura no intervalo de 200 a 320 °C, isto devido ao facto de haver trocas de calor do gás com o ar de entrada e também perdas para o exterior. Nota-se ainda do gráfico da figura referida duas quedas acentuadas da temperatura do gás antes de secagem. A primeira queda, no intervalo de tempo aproximado de 2600 e 3000 segundos está associada ao teste de recolha de amostras de gás já indicado. Já na segunda queda é associada ao efeito da queda de temperaturas com a diminuição da carga parcial dos ventiladores seguida de uma subida associada ao aumento para 100% da carga dos ventiladores.

Foi referida nesta dissertação uma necessidade de a temperatura de gás à entrada do filtro de partículas do sistema ser menor que 180 °C. Esta necessidade foi garantida ao longo do ensaio como é visível pela temperatura do gás à saída da zona de secagem.

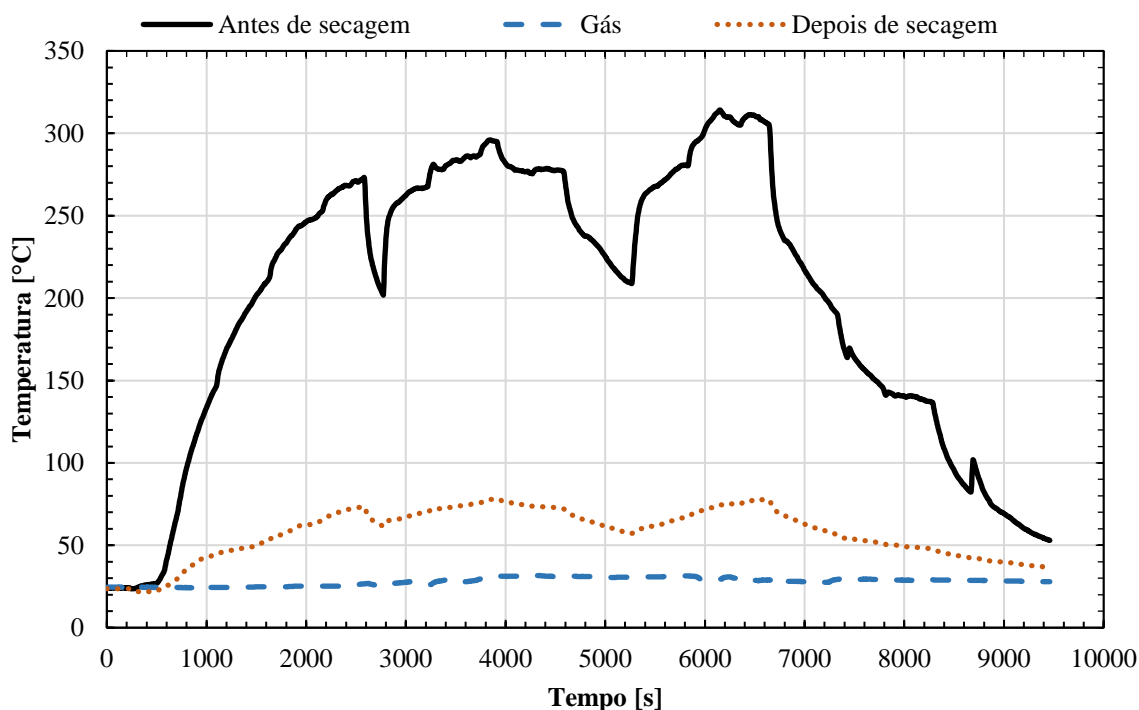


Figura 4.9 – Temperaturas do gás antes de passar na zona de secagem, depois da zona de secagem e depois do filtro de partículas, 1º ensaio.



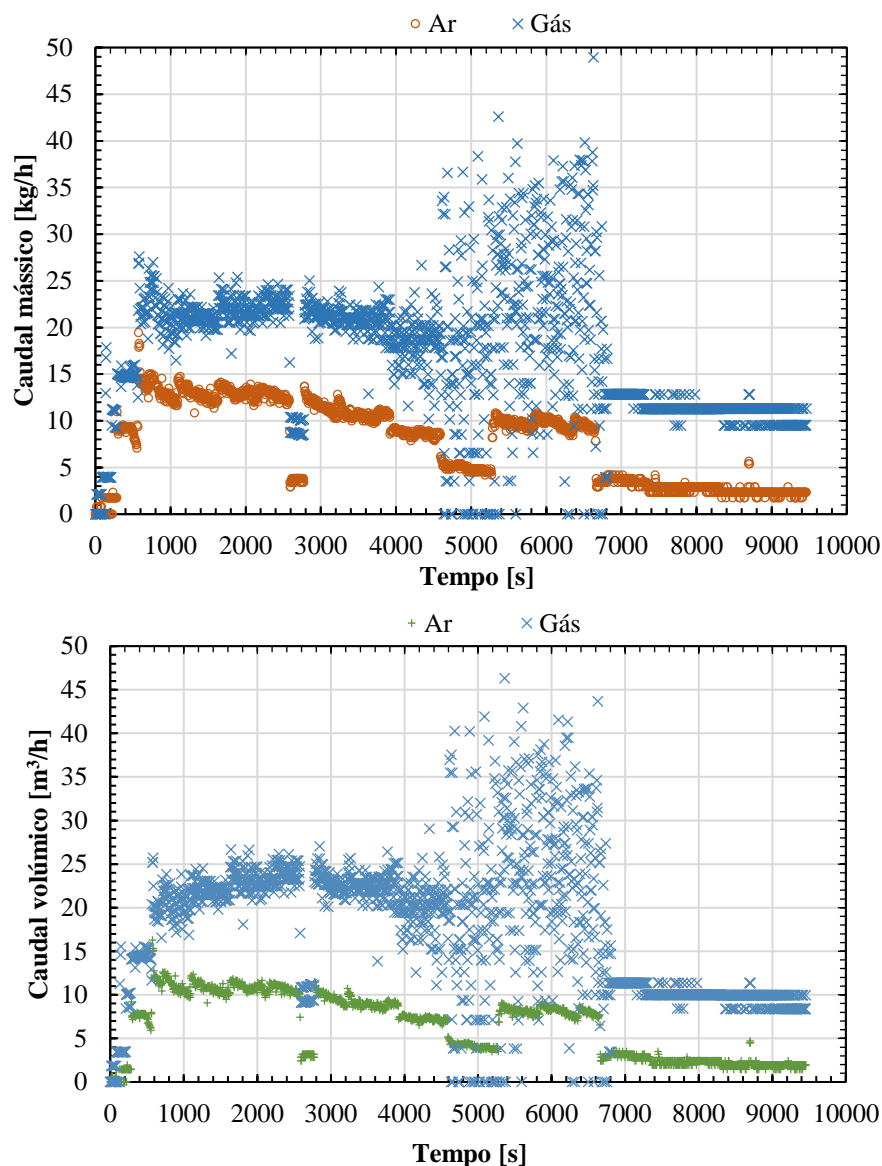


Figura 4.10 – Caudal mássico e volúmico de ar e gás produzido, 1º ensaio.

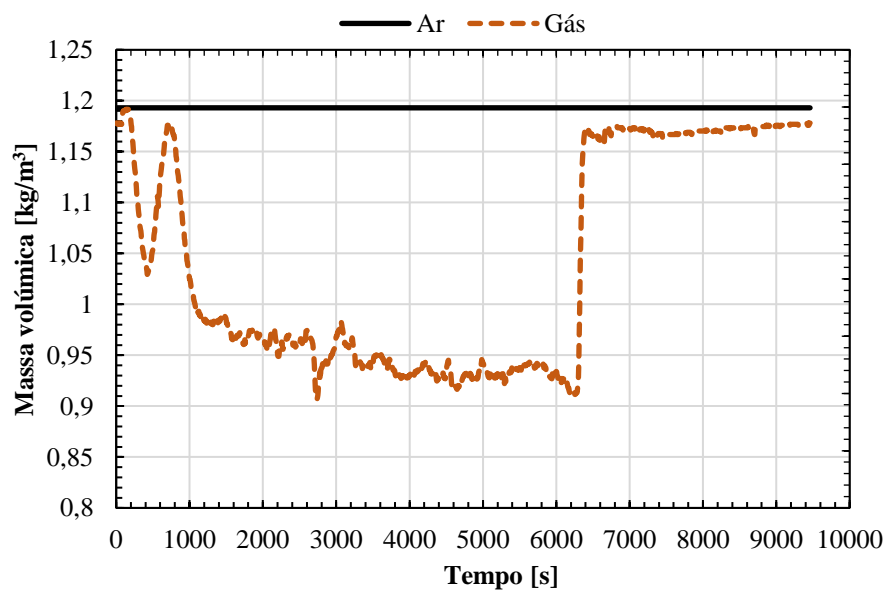


Figura 4.11 – Massa volúmica determinada para o gás produzido e ar à entrada do gaseificador, 1º ensaio.



Pela análise dos gráficos da Figura 4.10, é evidente uma acentuada oscilação do caudal medido. Esta oscilação é registada nos valores de pressão medidos nas tomadas da placa orifício utilizada para medir o gás produzido no sistema, que oscilam de forma muito acentuada. Este acontecimento registou-se também em restantes ensaios, como será indicado futuramente.

Para estimar o caudal de gás produzido considerou-se um equilíbrio mássico do azoto consumido no ar e o libertado com a saída do gás, o caudal fica então definido como:

$$\dot{m}_{gás} = \dot{m}_{ar} \cdot \frac{z_{N_2,ar}(\%)}{z_{N_2,gás}(\%)} \cdot \frac{M_{gás}}{M_{ar}} \quad (4.2)$$

$$\dot{V}_{gás} = \dot{V}_{ar} \cdot \frac{z_{N_2,ar}(\%)}{z_{N_2,gás}(\%)} \cdot \frac{M_{gás}}{M_{ar}} \cdot \frac{\rho_{ar}}{\rho_{gás}} \quad (4.3)$$

A comparação dos valores teóricos calculados com os valores experimentais encontra-se representada na figura seguinte. É possível observar que a curva de caudal teórico se aproxima dos pontos experimentais medidos, no intervalo de valores no qual o caudal não registou oscilações abruptas associadas a erros de medição. Os valores de massa molar utilizados estão indicados na Figura A.2 e foram calculados com base em valores tabelados utilizando Software (2017).

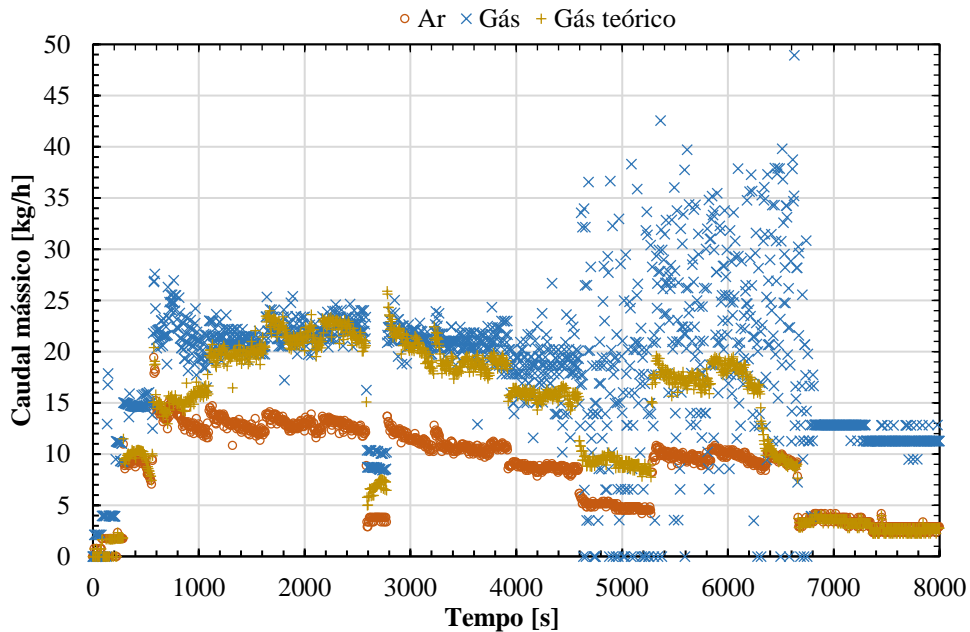


Figura 4.12 – Caudal mássico de gás teórico e de gás e ar medido no 1º ensaio.

A origem de tal fenómeno de oscilação de caudal registado no gás de produção não foi determinada experimentalmente. Contudo, possíveis causas com base no comportamento do sistema podem ser indicadas. A primeira evidência do fenómeno é o facto de este estabilizar após a remoção do analisador de gás. No entanto este componente já se encontrava ligado em momentos em que não se registaram estas oscilações e apesar desta variação de caudal esvanecer na altura de remoção do analisado de gás, o facto analisador de gás trabalhar a um caudal de apenas 1 L/mim indica uma incapacidade de influenciar o sistema por parte do analisador. Outro facto que se evidencia do sistema é que o caudal de gás estabiliza após a diminuição de caudal de ar que entra no sistema (última etapa do ensaio), ou seja, uma diminuição da carga de funcionamento, para além disso a oscilação registada forma-se ao longo de uma diminuição da carga de funcionamento. Estes acontecimentos, associados ao facto de que não ocorre oscilação no caudal de ar registado, levam a crer que a causa desta situação se deu num componente de volume elevado dentro do sistema. O sistema à saída do gaseificador encontra-se num estado transiente ao contrário do ar que entra no sistema, possível justificação será uma acumulação de partículas no filtro do gaseificador que se manifesta após certas

condições de temperatura, caudal e/ou tempo, apesar de o fenómeno se iniciar a diferentes valores de caudal como visível em diferentes ensaios, ainda não apresentados.

Outra possibilidade será uma acumulação na placa orifício, que em ambos os casos necessita de uma abertura do sistema para manutenção. A possibilidade do filtro de partículas parece a mais plausível.

Na Tabela 4.3 encontra-se, sob forma de resumo, as condições de funcionamento obtidas nos testes a cargas parciais.

Tabela 4.3 – Resumo das características obtidas no funcionamento do 1º ensaio

Composição média z(%)		
	Monóxido de Carbono	22,42
	Dióxido de Carbono	11,95
	Metano	2,20
	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	3,69
	Hidrogénio	18,68
	Oxigénio	0,02
	Azoto	41,04
PCI		
	PCI [MJ/m <sup>3</sup> ]	4,94
	PCI [MJ/kg]	5,36

## Ensaio 2

O segundo ensaio teve um funcionamento semelhante ao primeiro no qual se analisou o arranque e a resposta a cargas parciais do sistema.

Os tempos de intervalos definidos entre cada ensaio estão descrito Tabela 4.4

Tabela 4.4 – Intervalos considerados durante 2º ensaio

Etapa	Iniciação	Ventilador 100%	Ventilador 81,8%	Ventilador 63,6%	Ventilador 45,4%	Desligar
Tempo	0-2000	2000-4525	4525-5145	5145-6045	6045-6445	7955-9785

As temperaturas de restrição, redução e de gás à saída do reator estão apresentadas na Figura 4.13. sendo esta ampliada na zona inicial na Figura 4.14.

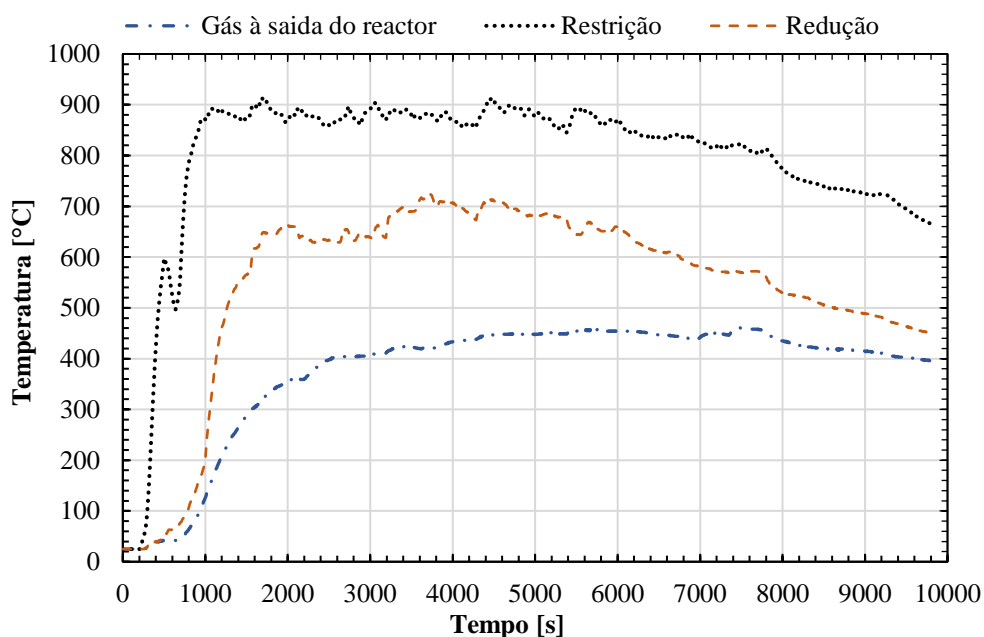


Figura 4.13 - Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 2º ensaio.

A Figura 4.14 evidencia uma queda abrupta da temperatura registada na restrição, também visível na Figura 4.13. Esta queda apesar de controlada, foi causada pelo facto de o sistema ter registado um valor de pressão,  $P_{ratio}$ , demasiado baixo. Após o controlo da mesma pressão por acionamento de mecanismos já indicados procedeu-se à continuação do arranque. Os tempos de arranque serão abordados na análise dos resultados experimentais deste subcapítulo.

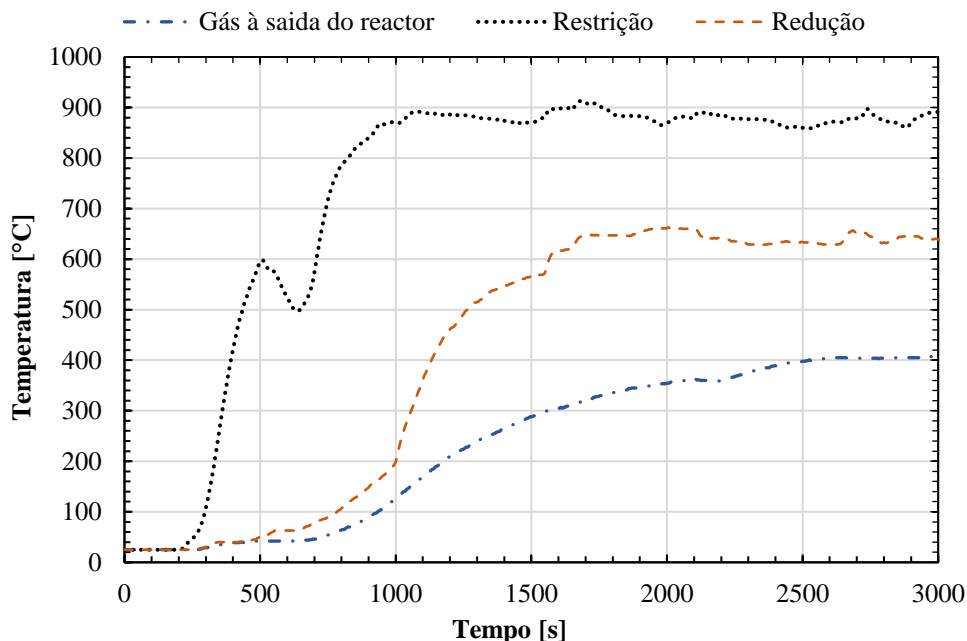


Figura 4.14 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 2º ensaio no arranque do sistema

Os gráficos da Figura 4.15 e da Figura 4.16 indicam a análise da composição de gás ao longo do ensaio e a sua indicação do respetivo poder calorífico, à semelhança do que foi apresentado no ensaio anterior. A composição do gás do gás, assim como os poderes caloríficos médios registados ao longo do ensaio encontram-se indicados na Tabela 4.5, concluindo que houve um aumento do valor do valor do poder calorífico associado a um aumento da fração volúmica do monóxido de carbono e hidrogénio em relação ao primeiro ensaio.

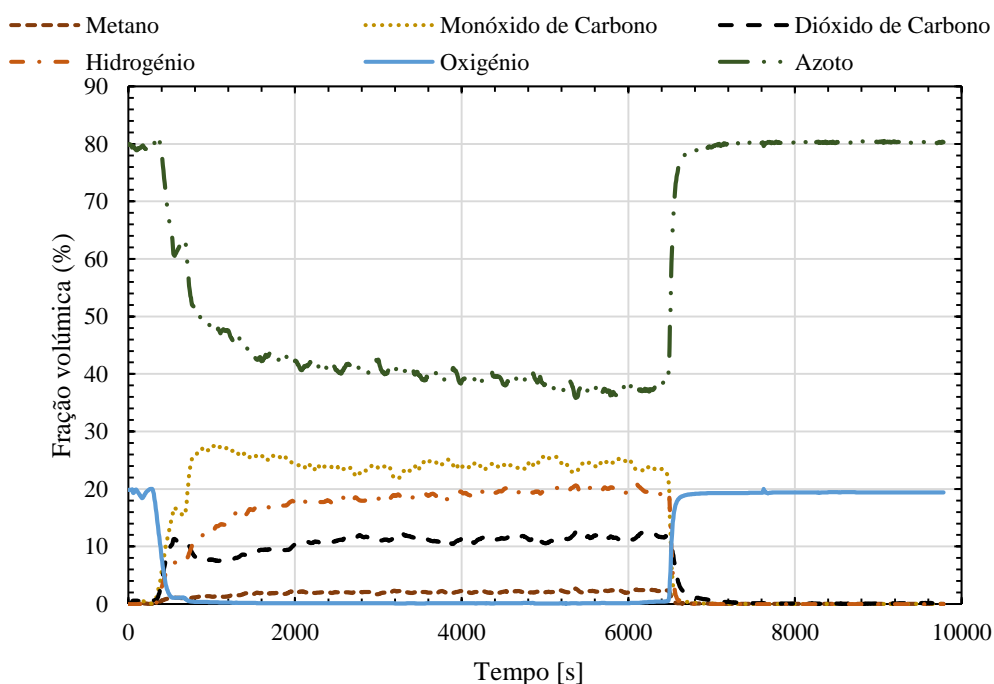


Figura 4.15 – Composição volumétrica do gás produzido ao longo do 2º ensaio.

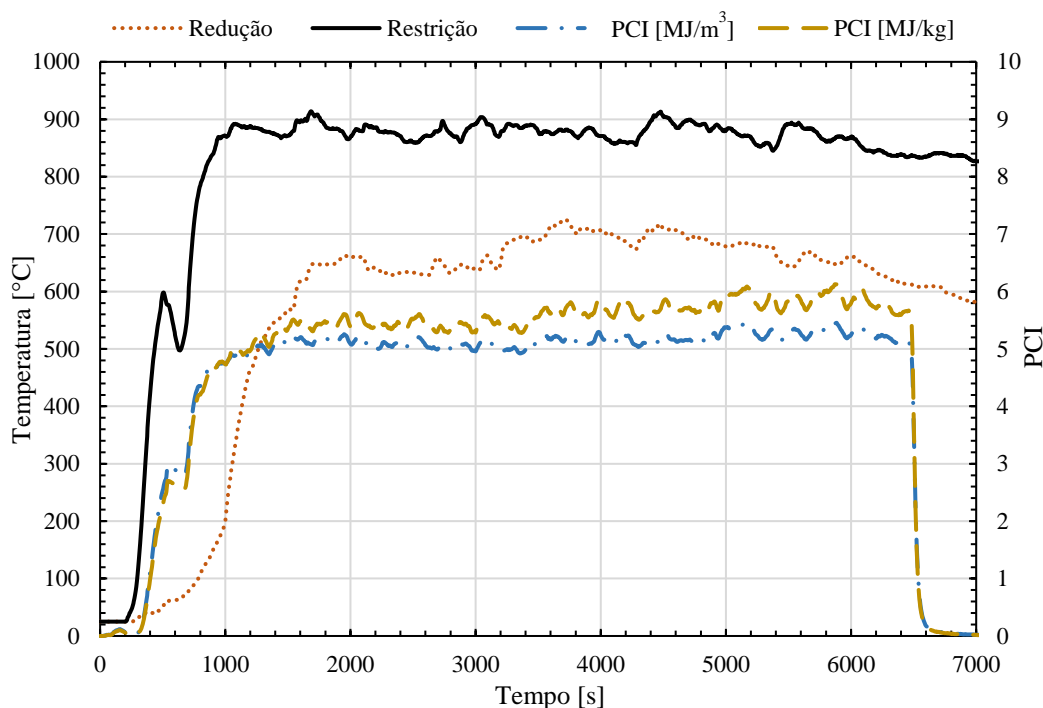


Figura 4.16 – Gráfico das temperaturas de restrição e redução e dos poderes caloríficos inferiores do gás produzido ao longo do 2º ensaio.

A discrepância registada nos valores de caudal de gás teórico com o registado, Figura 4.18, para além de estarem associadas às flutuações elevadas da medição de caudal estão também associadas ao facto de não se ter uma análise da composição do gás de produção após a remoção do analisador de gás, o que não permite a estipulação do caudal de gás teórico que está a ser produzido. Este último fenómeno é indicado através da Figura 4.17 no qual se verifica a mudança brusca da massa volúmica do gás no tempo de cerca de 6200 segundos e que é utilizada para o cálculo do caudal.

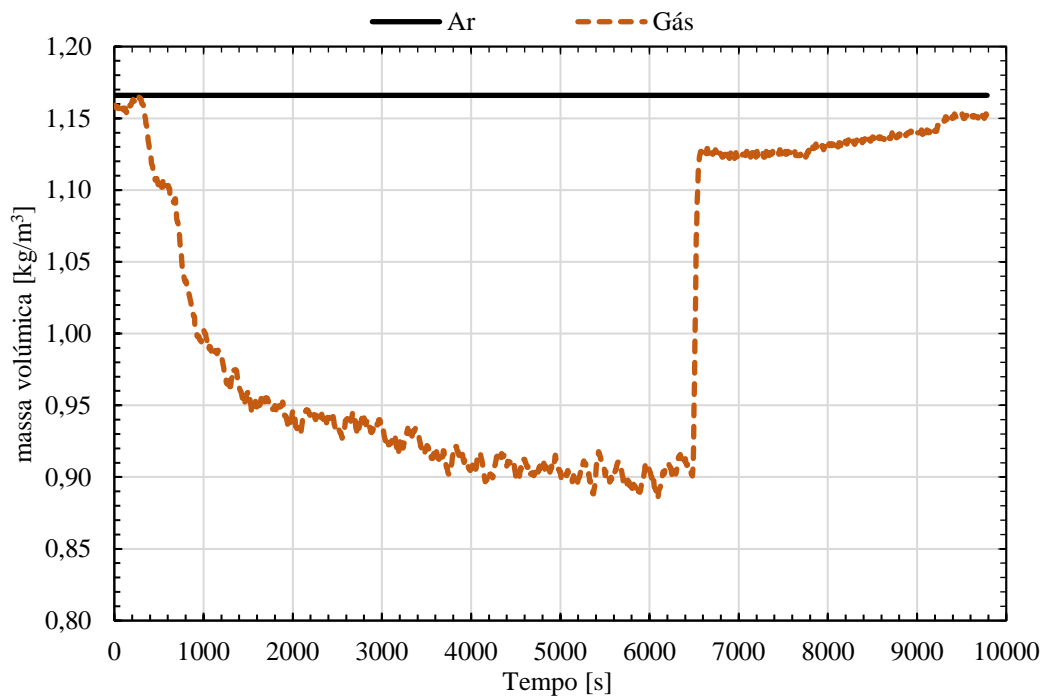


Figura 4.17 – Massa volúmica determinada para o gás produzido e ar à entrada no gaseificador, 2º ensaio.

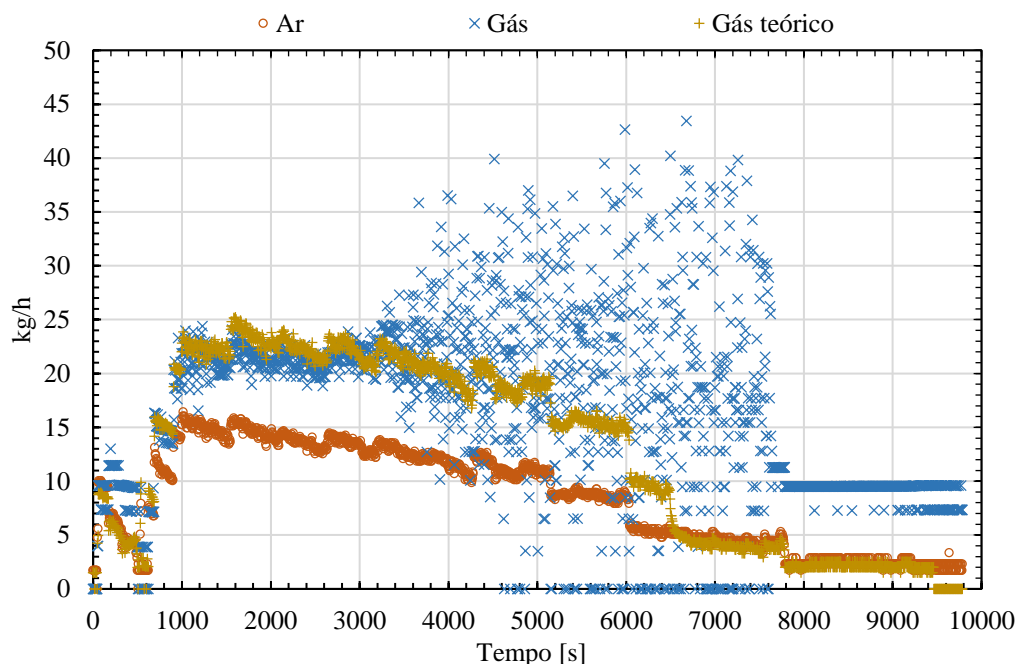


Figura 4.18 - Caudal mássico de gás teórico e de gás e ar medido no 2º ensaio.

Tabela 4.5 – Resumo das características obtidas no funcionamento do 2º ensaio

Composição média z(%)		
	Monóxido de Carbono	23,97
	Dióxido de Carbono	11,34
	Metano	2,12
	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	4,00
	Hidrogénio	19,14
	Oxigénio	0,15
	Azoto	39,29
<b>PCI</b>		
	PCI [MJ/m <sup>3</sup> ]	5,17
	PCI [MJ/kg]	5,65

### Ensaio 3

O ensaio feito traduz o arrefecimento do sistema desde que se iniciou o processo de encerramento das válvulas até uma dada temperatura perto da temperatura ambiente. Na Figura 4.19 é possível observar as temperaturas de redução, restrição e à saída do reator. É também observável que para se atingir uma temperatura de 100°C demora-se cerca 6.2 horas para as temperaturas de redução e de saída do reator e cerca 8.2 horas para a temperatura de restrição.

É possível observar uma aproximação das temperaturas de redução e de saída do gás, tal efeito está relacionado com o facto de a diferença normalmente observável entre estas duas temperaturas se deve ao facto de o gás à saída da zona de redução fornece calor ao ar que entra no sistema vindo do ambiente. Como o sistema se encontra desligado não ocorre entrada de ar, o que leva origem a uma aproximação das temperaturas ao longo do arrefecimento.

Com base no comportamento observável nas curvas de arrefecimento do sistema prevê-se um arrefecimento com características logarítmicas em função do tempo. Retirando os dados iniciais, onde ocorre ainda o procedimento de encerramento do sistema (variações positivas de temperaturas), como observável na Figura 4.21, é possível aproximar os pontos experimentais

das diferentes temperaturas a uma curva de tendência logarítmica, como observável na Figura 4.20. O facto das curvas de tendência das temperaturas de redução e à saída do redutor serem iguais vai de encontro ao referido no parágrafo anterior sobre as mesmas.

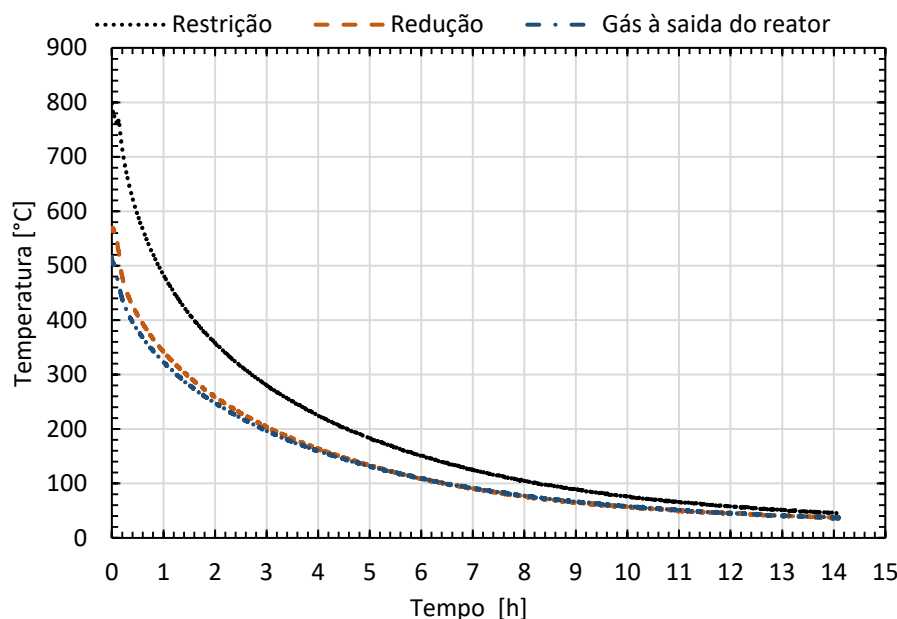


Figura 4.19 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo de arrefecimento.

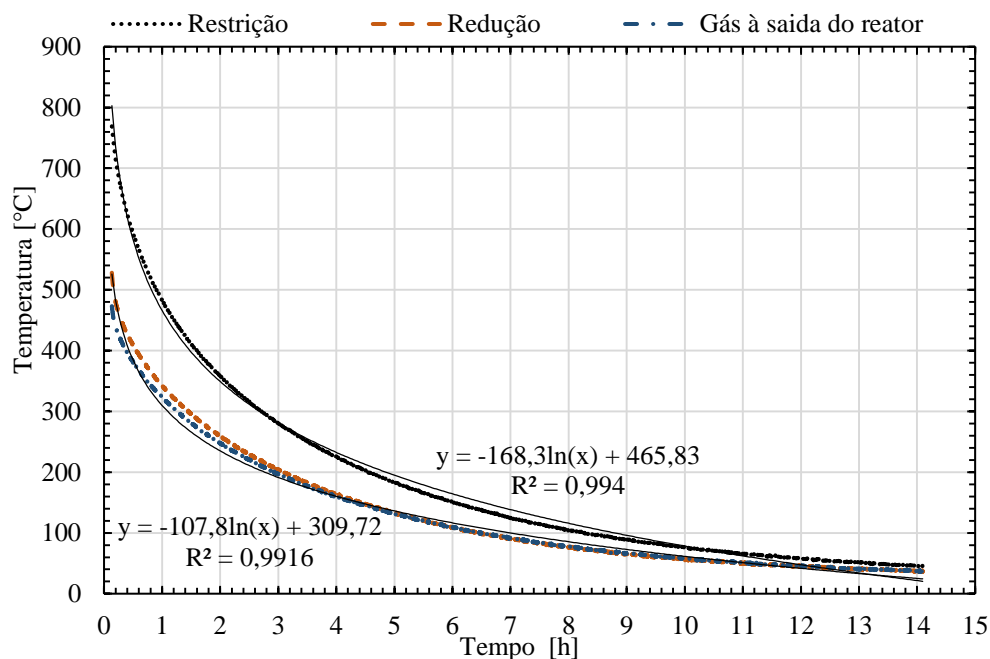


Figura 4.20 – Curvas de tendência logarítmicas das temperaturas, note-se que a linha de tendência da temperatura de redução e de gás à saída são iguais.

O início do arrefecimento ocorre pouco antes das 0,14 horas do gráfico da Figura 4.20. através da Figura 4.21 é possível observar o ponto de viragem contabilizado, através do máximo local. Os tempos de arrefecimentos estimados, através do valor no qual se registou determinada temperatura e o tempo no qual se iniciou o sistema estão representados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 – Tempos de arrefecimentos estimados para uma dada temperatura

Temperatura Restrição [°C]	Tempo de arrefecimento estimado [h]
300	2,6 (2 horas e 36 minutos)
100	8,2 (8 horas e 12 minutos)

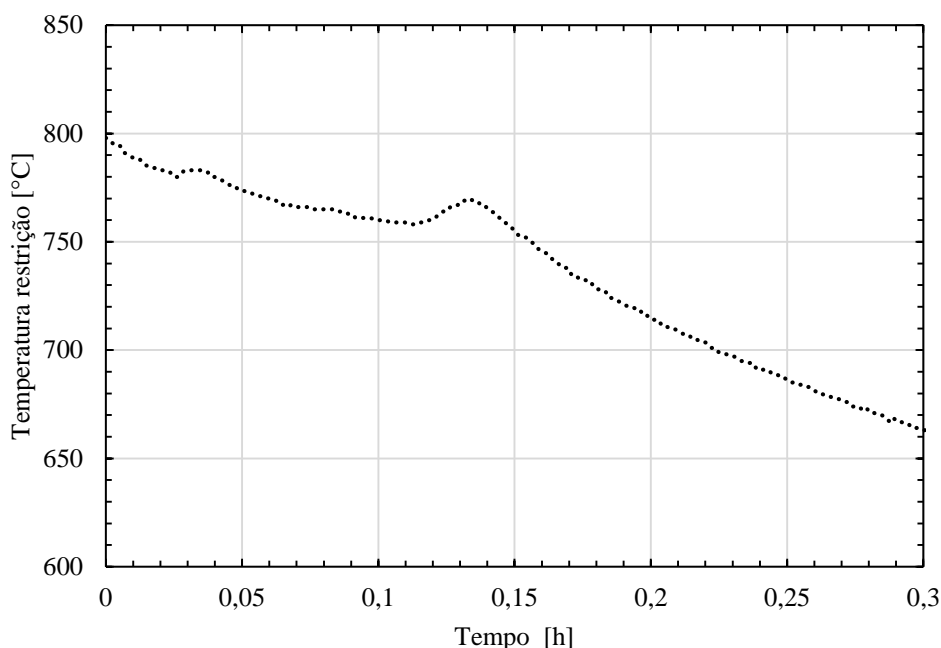


Figura 4.21 – Processo de encerramento ainda contabilizado no ensaio.

#### Ensaio 4

Este ensaio teve como objetivo avaliar vários fatores de funcionamento do sistema, desde o arranque, teste a carga parcial, arrefecimento e arranque intermédio. Devido às variadas características do sistema os resultados serão divididos em duas partes:

- arranque e teste a carga parcial;
- arrefecimento e arranque intermédio a 300 °C de temperatura de restrição.

Quanto ao primeiro caso os resultados são apresentados em semelhança aos resultados apresentados no primeiro e segundo ensaio. Estando apresentados na Tabela 4.7 os intervalos de tempo em que ocorreram os testes a cargas parciais.

Tabela 4.7 – Intervalos considerados no arranque e teste a carga parcial, 4º ensaio

Etapa	Iniciação	Ventilador 100%	Ventilador 81,8%	Ventilador 63,6%	Ventilador 45,4%	Desligar
Tempo	0-2000	2000-3085	3085-5145	3805-4625	4625-5565	5565-6365

Na Figura 4.22 encontram-se indicadas as temperaturas de redução, na restrição e à saída do reator, registadas durante o ensaio, que tiveram um comportamento semelhante aos ensaios anteriores registados.

Os tempos de arranque determinados encontram-se estipulados na Tabela 4.8 para cada tipo de temperatura registada: restrição, redução e saída do reator. Quanto à composição do gás obtido da gaseificação, visualizou-se neste ensaio uma incapacidade do sistema de análise de gás em obter a composição de gás após um certo período de tempo, Figura 4.23, sendo que o analisador de gás teve mesmo de ser retirado pois as bombas de vácuo deixaram de funcionar.

Após a análise do sistema foi conclusivo que a causa desta deficiência ou incapacidade de retirar gás para análise estaria na obstrução do filtro de partículas do analisador de gás. A situação é identificada na Figura 4.24 com a obstrução causada por partículas visível numa das zonas do filtro de partículas do analisador. Após limpeza destas secções, o sistema de análise de gás foi reinstalado no sistema, registando o gás obtido no arranque intermédio.

Devido à remoção do analisador de gás não foi possível determinar a composição do gás ao longo de todo o ensaio pelo que os valores de composição de gás e outros determinados através destes, como a massa volúmica e poder calorífico não são de viável utilização, durante o mau funcionamento do sistema. As figuras referentes a estas propriedades, registadas neste ensaio,

são, portanto, apenas elucidativas da situação referida. A Figura 4.25 mostra a variação do poder calorífico inferior calculado e a Figura 4.26 indica a variação da massa volúmica do gás, ambos devido à incapacidade do sistema de análise indicado.

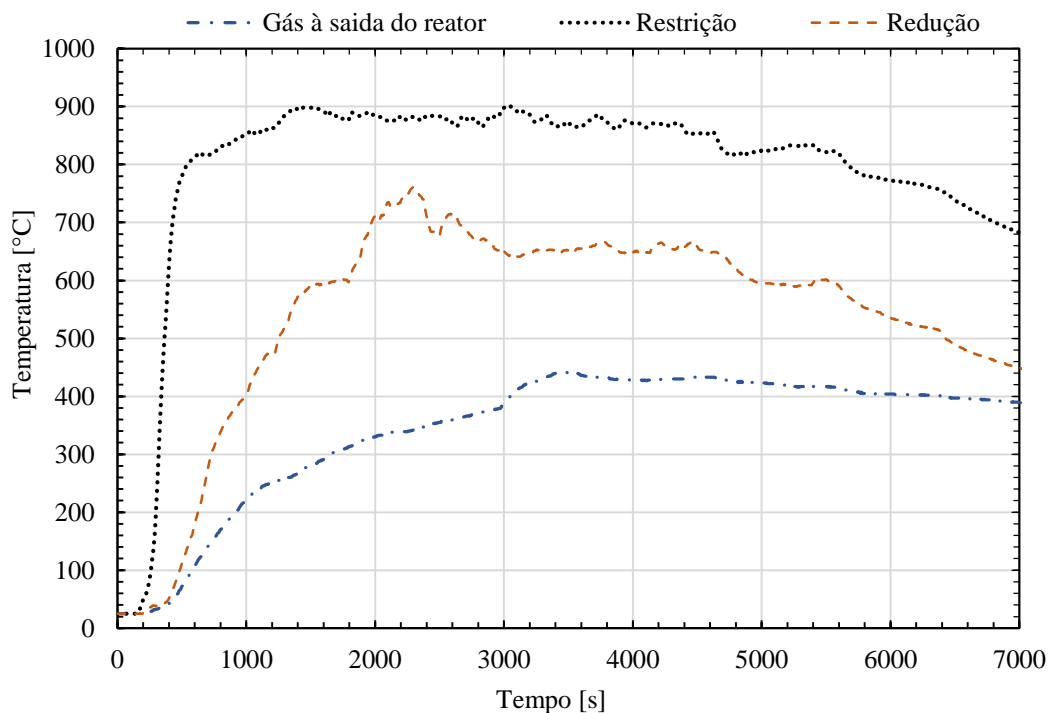


Figura 4.22 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 4º ensaio.

Tabela 4.8 – Resumo dos tempos de arranque, 4º ensaio

Temperatura	Restrição (800 °C)	Redução (600 °C)	Gás à saída (400 °C)
Tempos de arranque	545	1700	3050

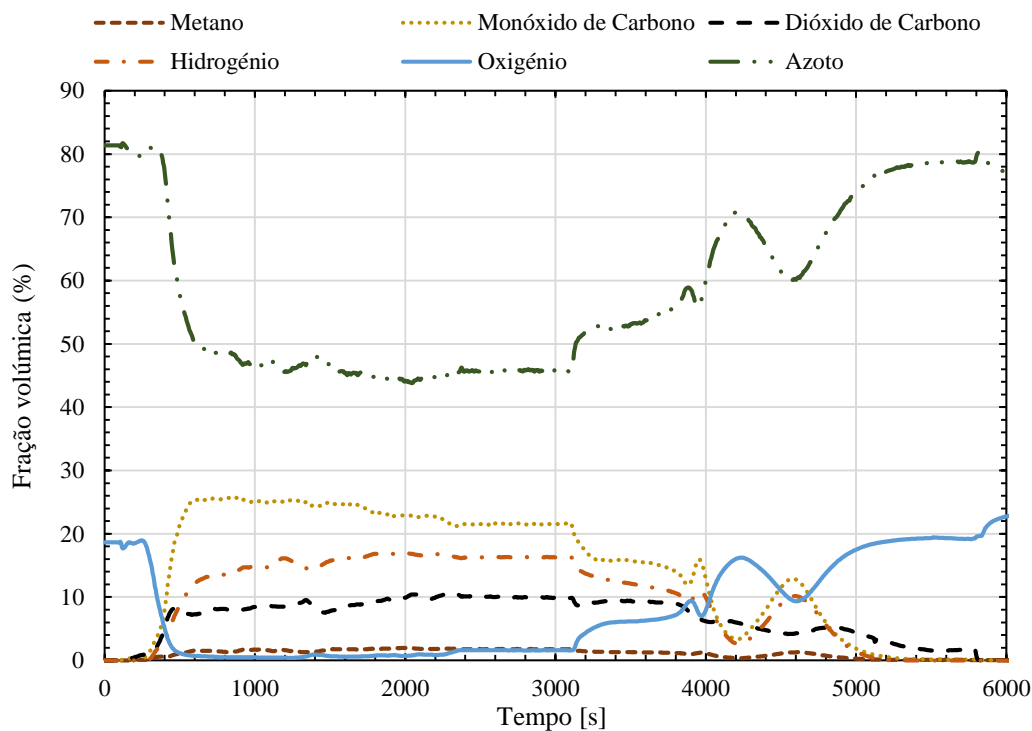


Figura 4.23 – Composição volumétrica do gás produzido ao longo do 4º ensaio.



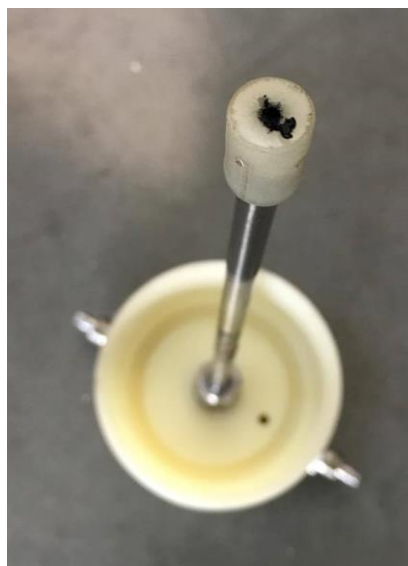


Figura 4.24 – Obstrução encontrada devido à acumulação de partículas contidas no gás.

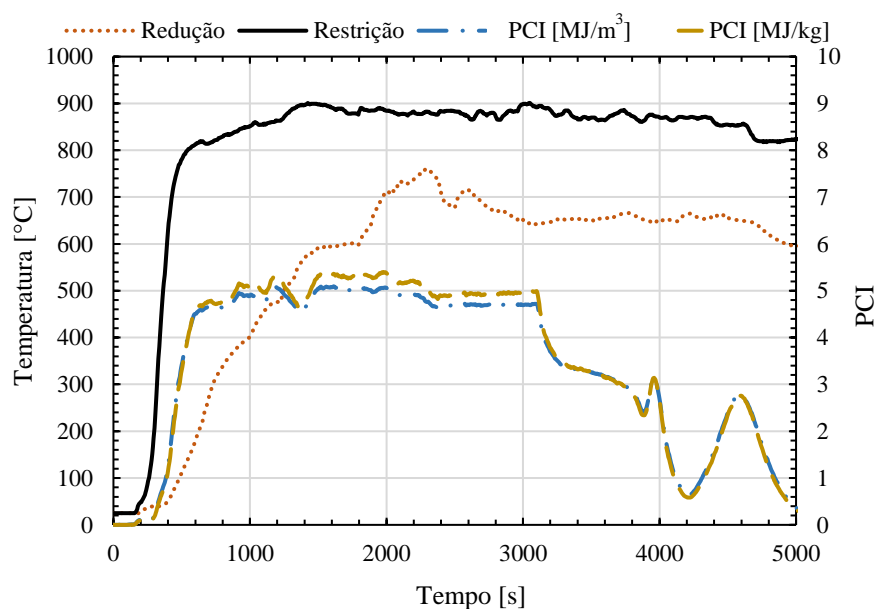


Figura 4.25 – Gráfico das temperaturas de restrição e redução e dos poderes caloríficos inferiores do gás produzido ao longo do 4º ensaio.

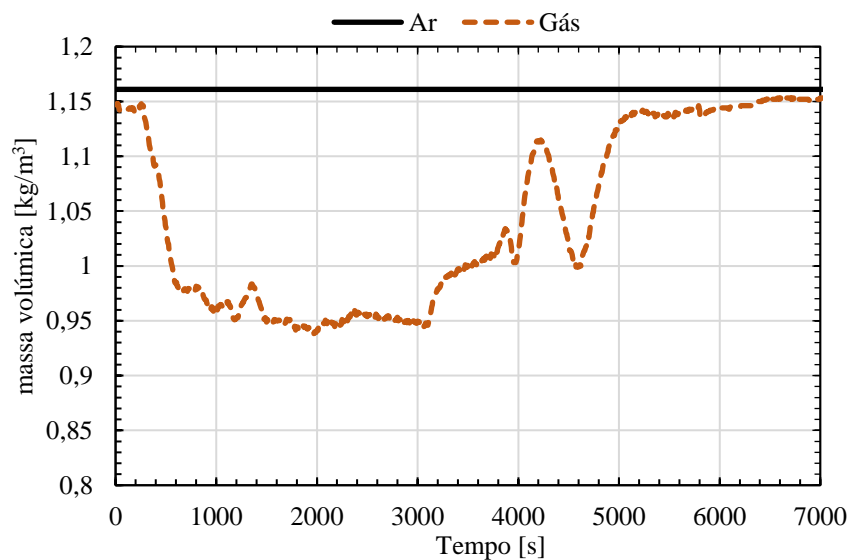


Figura 4.26 – Massa volúmica determinada para o gás produzido e ar à entrada do gaseificador, 4º ensaio.

Quanto ao arrefecimento e arranque intermédio os resultados obtidos estão apresentados nas curvas de temperaturas ao longo do arrefecimento (Figura 4.27) e pelas temperaturas no arranque (Figura 4.28), a composição de gás (Figura 4.29) e o PCI produzido ao longo do arranque intermédio (Figura 4.30).

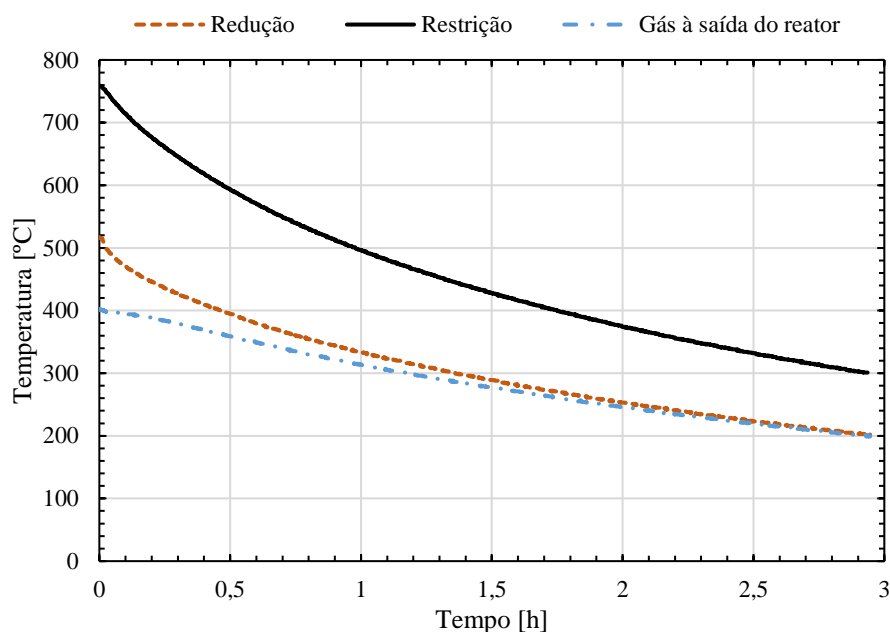


Figura 4.27 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo de arrefecimento.

O tempo registado para se atingir a temperatura de restrição de 300 °C, temperatura pretendida para se iniciar a tentativa de arranque intermédio, foi de cerca de 2 horas e 54 minutos. Este valor apesar de não ser igual encontrou-se perto do valor estimado através do ensaio anterior, cerca de 2 horas e 36 minutos.

Após atingido este valor procedeu-se ao arranque do sistema, cujo os tempos de arranque obtidos se encontram registados na Tabela 4.9.

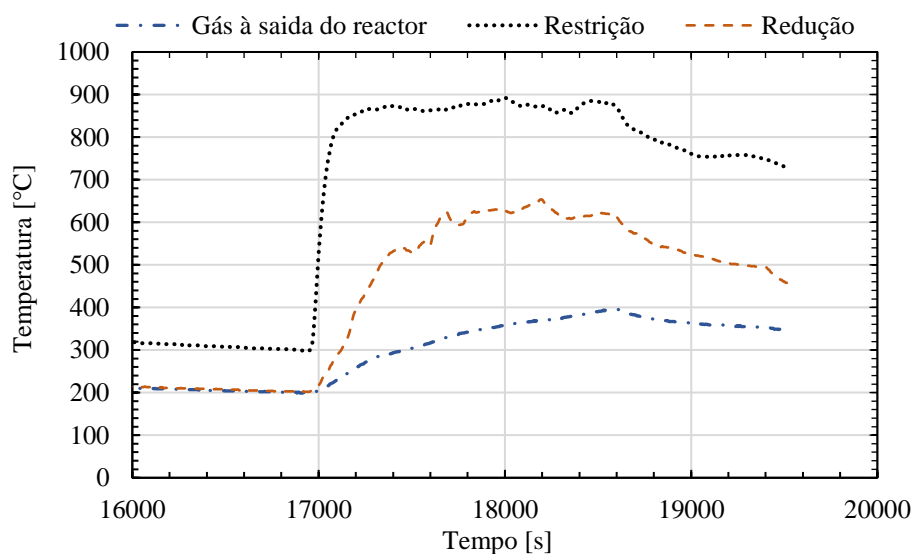


Figura 4.28 – Temperaturas registadas no arranque intermédio realizado no 4º ensaio.

Tabela 4.9 – Tempos de arranque obtidos no arranque intermédio, 4º ensaio

Temperatura	restrição (800 °C)	Redução (600 °C)	Gás à saída (400 °C)
<b>tempos de arranque</b>	17080	17645	18590
<b>tempo de início de arranque [s]</b>	16955		

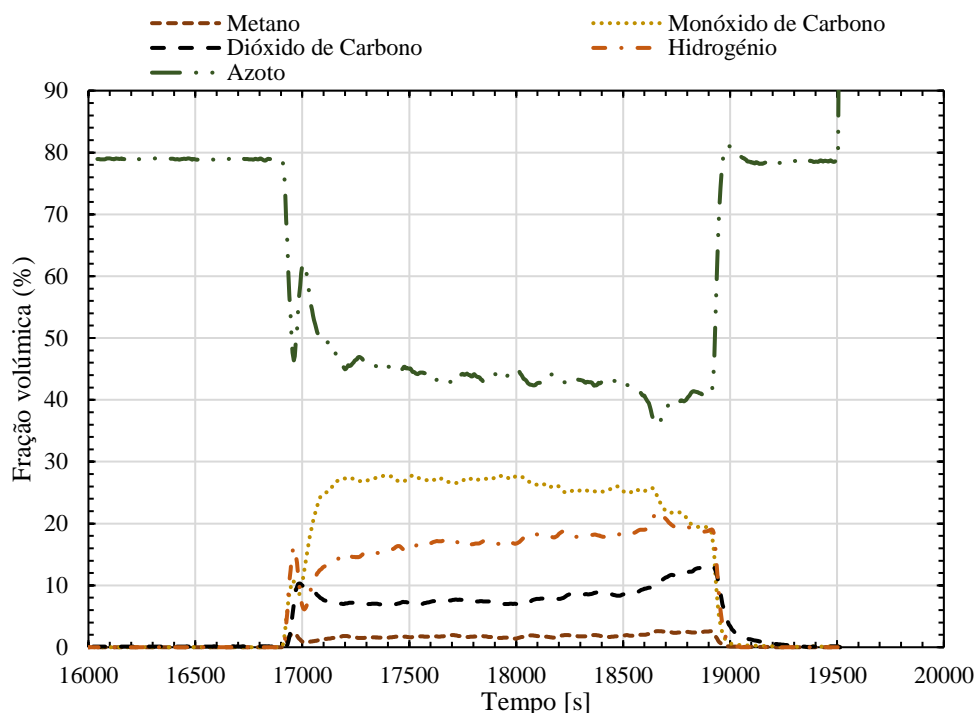


Figura 4.29 – Composição do gás registado no arranque intermédio realizado no 4º ensaio.

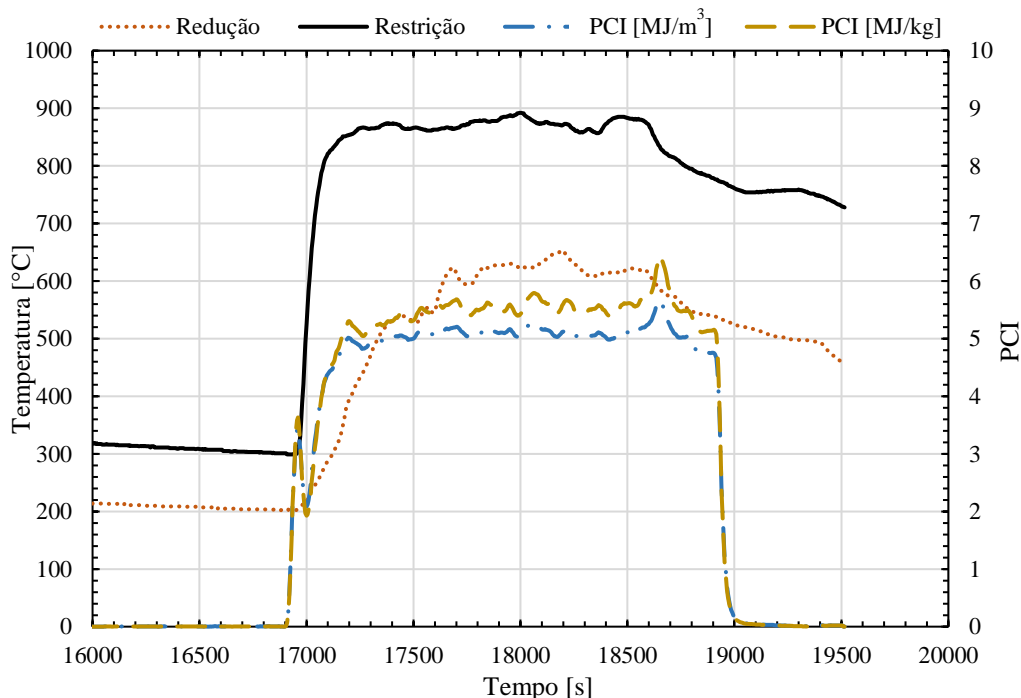


Figura 4.30 – Temperaturas e PCI registos no arranque intermédio realizado no 4º ensaio.

Conclui-se da análise do arranque intermédio que o sistema foi capaz de fazer este procedimento. Registou-se uma queima do gás acumulado durante o arrefecimento, visível pela variação do PCI do gás na zona de 16955 e 1700 segundos, após esta queima existe um aumento do poder calorífico inferior até estabilizar em torno de valores compreendidos entre os 5 e 6 MJ/m<sup>3</sup>.

Na Tabela 4.10 estão indicados os valores médios registados durante o arranque intermédio. É saliente destes valores uma quantidade bastante elevada do monóxido de carbono registado, dando origem a um poder calorífico inferior médio de 5.11 MJ/m<sup>3</sup>.

Tabela 4.10 – Resumo dos valores médios registados no arranque intermédio, 4º ensaio

Composição média z(%)		
	Monóxido de Carbono	26,32
	Dióxido de Carbono	7,92
	Metano	1,77
	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	3,01
	Hidrogénio	17,67
	Oxigénio	0,14
	Azoto	43,18
PCI		
	PCI [MJ/m <sup>3</sup> ]	5,11
	PCI [MJ/kg]	5,55

## Ensaio 5

O último ensaio realizado teve como objetivo testar o arranque intermédio a uma temperatura de 100 °C medida na restrição. Para tal recorreu-se a um arranque, arrefecimento e por fim um teste de arranque intermédio no sistema de gaseificação.

Devido à extensão do tempo de ensaio, os resultados serão resumidos em duas secções:

- Arranque do sistema;
- Arrefecimento e arranque intermédio do sistema a cerca de 100 °C.

Quanto ao arranque do sistema, o procedimento deste foi de maneira semelhante aos ensaios já apresentados. As características do sistema de gaseificação encontram-se apresentados nas figuras seguintes e os tempos de arranque obtidos encontram-se presentes na Tabela 4.11.

Na Figura 4.31 são identificadas as temperaturas e tempos de arranque do sistema.

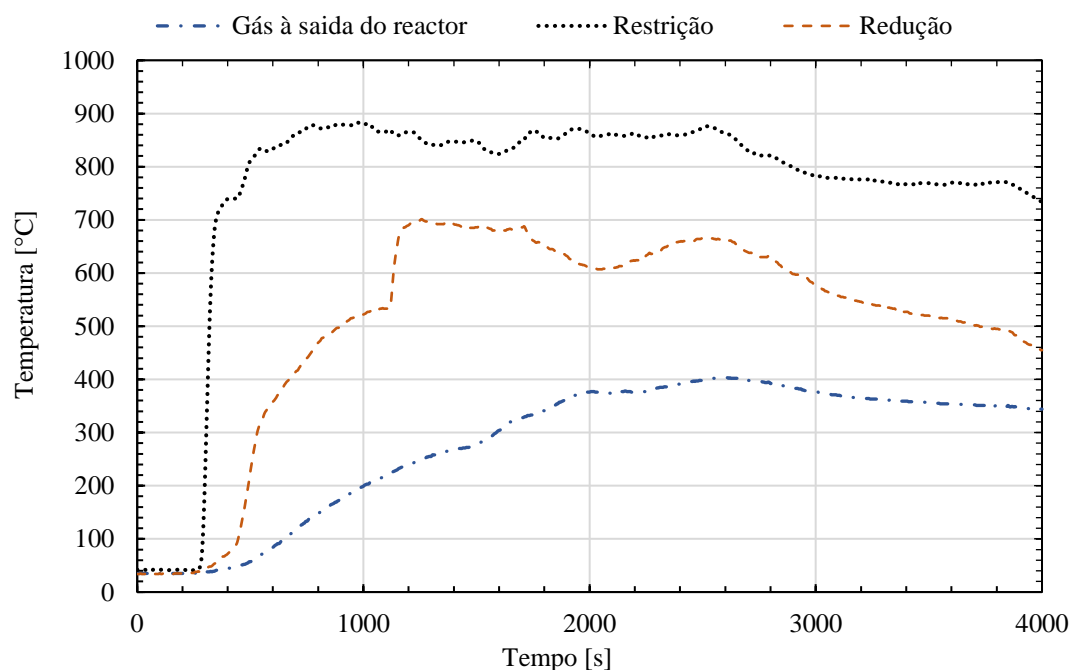


Figura 4.31 – Temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo do 5º ensaio.

Tabela 4.11 – Tempos de arranque obtidos no 5º ensaio

Temperatura	restrição (800 °C)	Redução (600 °C)	Gás à saída (400 °C)
Tempos de arranque	490	1135	2510

Os dois gráficos Figura 4.32 e Figura 4.33 indicam a composição do gás assim como o poder calorífico registados ao longo do arranque do sistema e antes do início do arrefecimento. Os valores do poder calorífico inferior mantiveram-se em cerca de 5 MJ/m<sup>3</sup>.

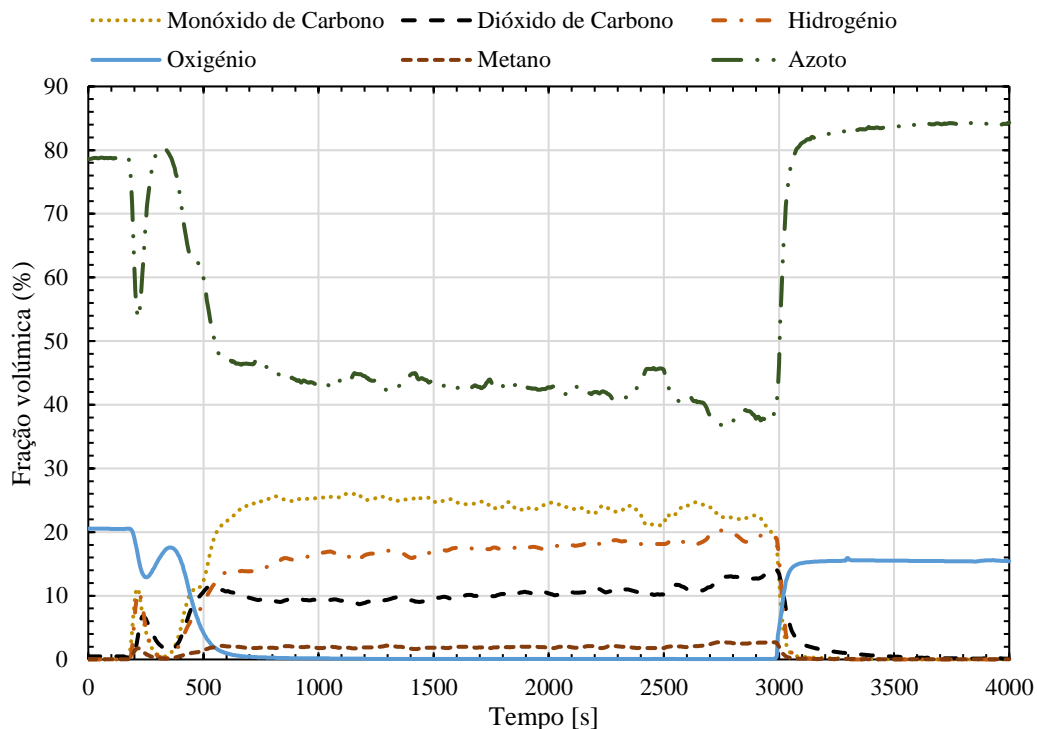


Figura 4.32 – Composição volumétrica do gás produzido ao longo do 5º ensaio.

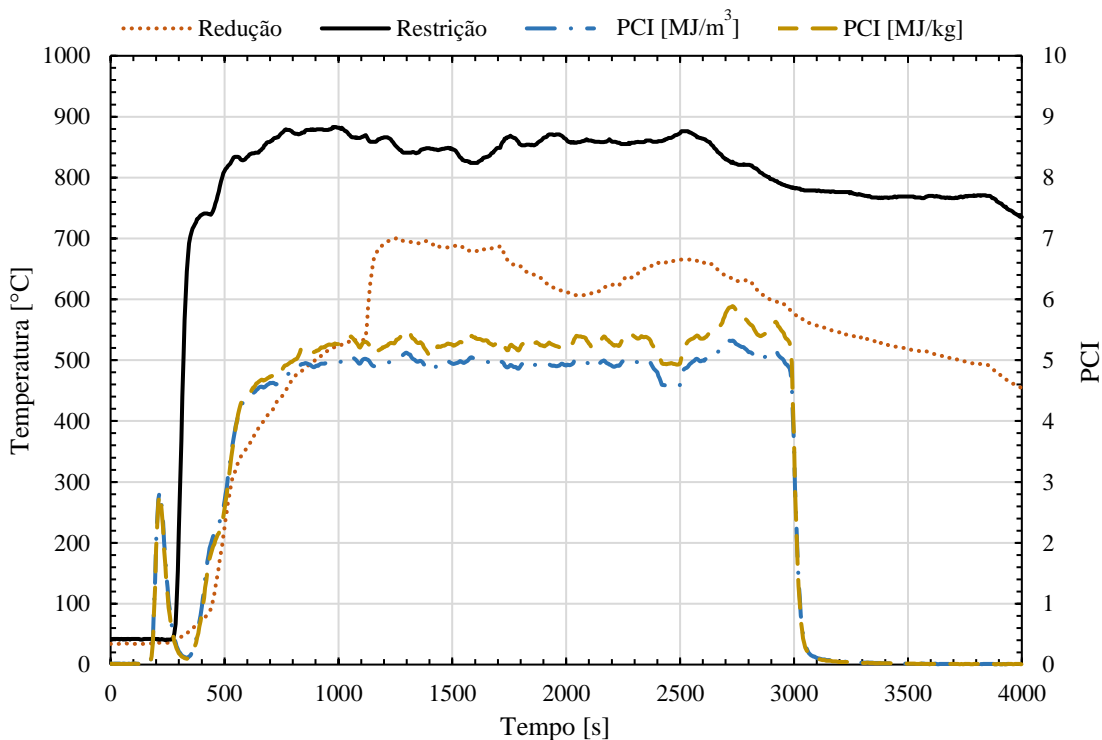


Figura 4.33 – Temperaturas de restrição, redução e os poderes caloríficos inferiores do gás produzido, 5º ensaio.

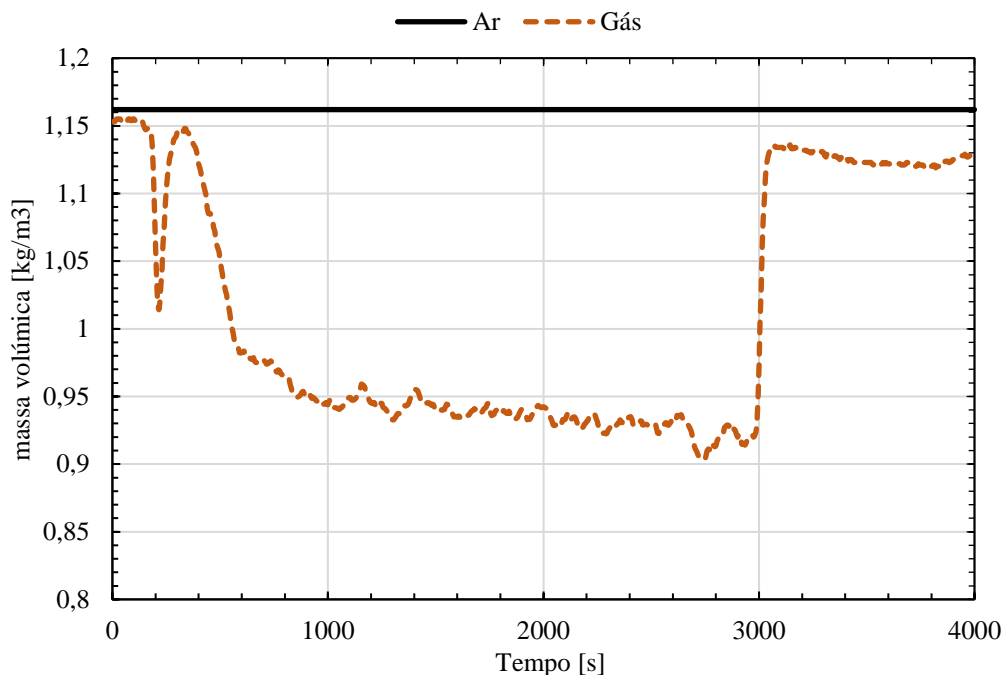


Figura 4.34 – Massa volúmica determinada para o gás produzido e ar à entrada do gaseificador, 5º ensaio.

A semelhança do que se observou no primeiro e quinto ensaio, assim como em todas as restantes situações de arranque intermédio, registou-se o gás produzido de cada respetivo ensaio anterior, que foi acumulado durante o arrefecimento do sistema. Na Figura 4.33 é observável o gás a ter um pico do poder calorífico inferior nos instantes iniciais e sendo também visível na Figura 4.34 com a respetiva variação da densidade no início do sistema. A acumulação deste gás advém de diversos fatores como temperatura das reações no momento de desligar o sistema, quantidade de biomassa presente na pirólise e outros fatores até como a temperatura ambiente e o tempo entre cada ensaio, já que o sistema vai tendo perdas de gás para o exterior ao longo termo.

Quanto ao arrefecimento registado e o arranque intermédio os resultados obtidos durante o ensaio encontram-se referidos na Figura 4.35 e Figura 4.36. Foi possível concluir que não se conseguiu obter um arranque do sistema a esta temperatura, concluindo assim que a temperatura mínima, estudada, na restrição que permitiu o arranque do sistema foi de 300 °C.

Referente aos tempos de arrefecimento obtidos, estes encontram-se na Tabela 4.12.

Tabela 4.12 – Resumo dos tempos de arrefecimento para as temperaturas estudadas

	(i)	(ii)
<b>Temperatura restrição [°C]</b>	300	100
<b>tempo de arrefecimento [h]</b>	2,5	7,9
<b>tempo de arrefecimento – 3º ensaio [h]</b>	2,6	8,2
<b>Tempo de arrefecimento – 4º ensaio [h]</b>	2,9	-
<b>Tempo de arrefecimento médio</b>	2,67	8,05
<b>desvio padrão da amostra</b>	0,21	0,21

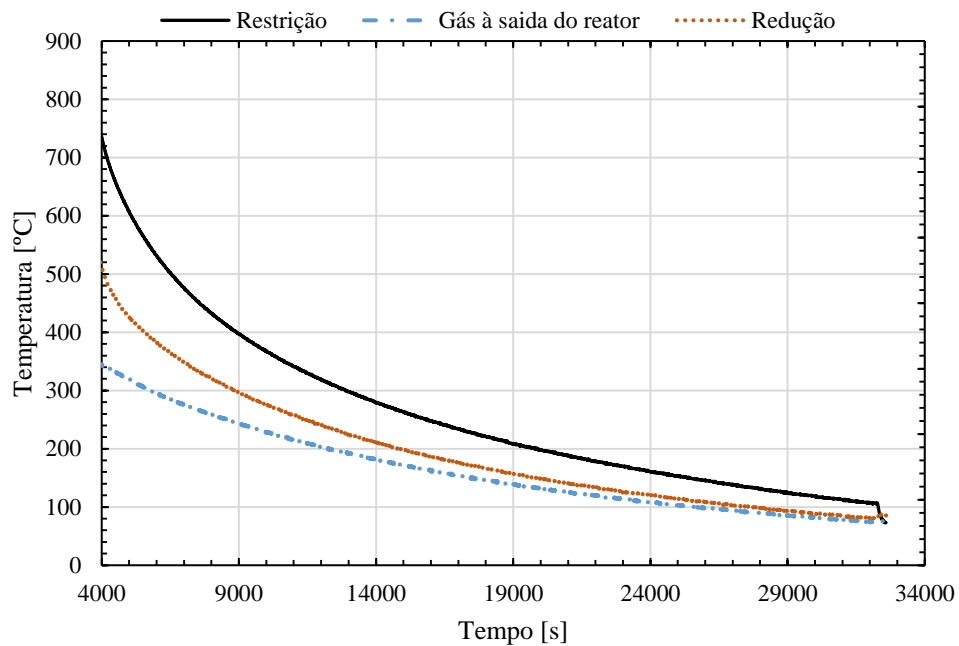


Figura 4.35 – Gráfico temperatura de restrição, redução e do gás à saída do reator em função do tempo de arrefecimento, 5º ensaio.

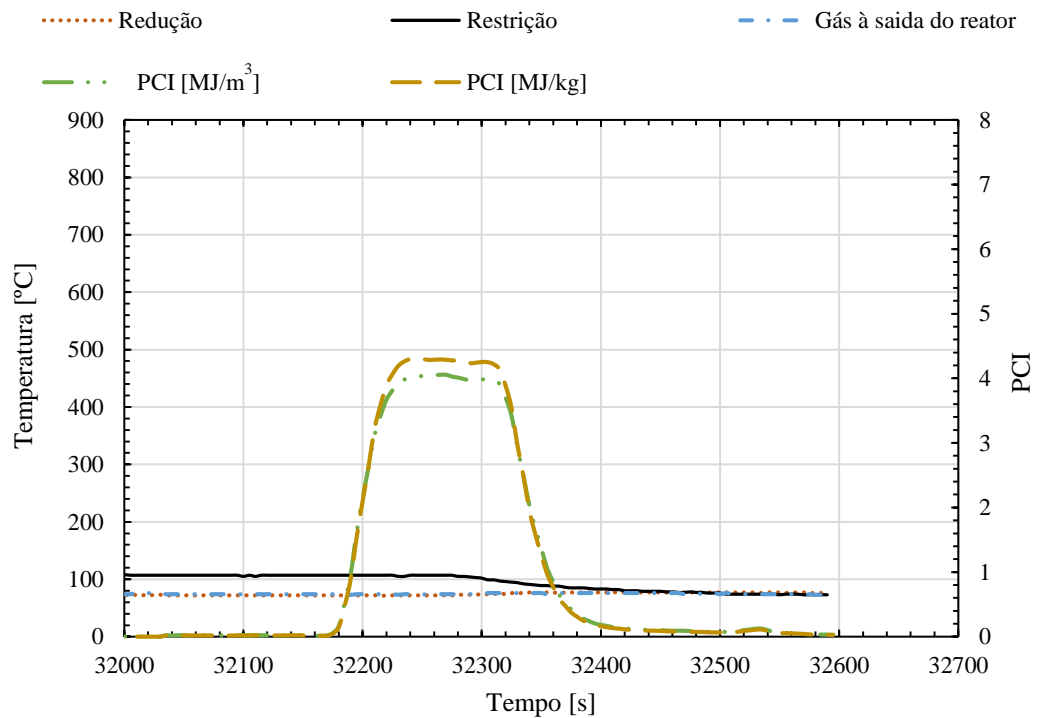


Figura 4.36 – Temperaturas registadas e poder calorífico inferior do gás, 5º ensaio – arranque intermédio.

À semelhança do que foi indicado neste ensaio o poder calorífico registado na figura anterior advém do gás de produção acumulado no arrefecimento do sistema, já que não se registam variações positivas nas temperaturas do gaseificador, demonstrando uma inexistência de reações e concluindo assim que o sistema foi incapaz de arrançar sem utilização de métodos de arranque a frio.

#### 4.1 Outros ensaios:

##### Estanquicidade

O ensaio de estanquicidade consistiu em analisar o tempo necessário que o sistema levaria a perder o vácuo criado ao ligar os ventiladores.

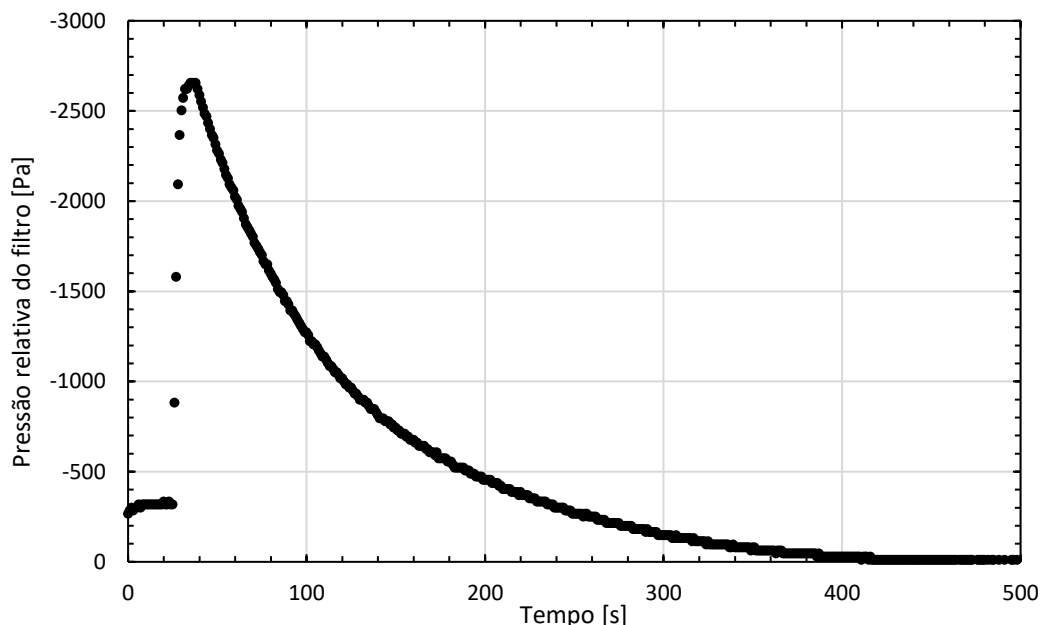


Figura 4.37 – Pressão relativa do filtro medida no teste de estanquicidade.

Tabela 4.13 – Pontos de registo

	Tempo [s]	Pressão relativa registada [Pa]
pontos	35	-2656
	465	0
Intervalo [s]	430	

O valor estipulado, mínimo, de tempo para que a pressão lida seja zero para este teste de estanquicidade é, segundo LABS (2015b), de 60 segundos. Como visível pelos resultados indicados na Tabela 4.13 e pelo comportamento do gráfico da Figura 4.37, o ensaio cumpriu o teste de estanquicidade levando um tempo de 430 segundos a perder uma pressão de vácuo de 2656 Pa.

##### Remoção do analisador de gás

O processo em contínuo de análise de gás obriga a que antes de se desligar estes componentes seja necessário retirar do todo o gás em observação que se encontra dentro deste sistema de análise da composição. Para análise do tempo de remoção procedeu-se à remoção de apenas a entrada de gás, passando a entrar o ar ambiente para o sistema, mantendo o sistema de análise de gás a injetar o gás contido no sistema de gaseificação.

Para efeitos do tempo de remoção do gás de produção é possível observar, segundo a Figura 4.38, o tempo que decorreu a se ter uma quantidade de compostos nocivos diminutos e de composição semelhante ao ar ambiente.



A remoção do analisador de gás teve início nos 6250 segundos e apesar da diminuição de compostos como o monóxido de carbono e hidrogénio ter uma diminuição bastante acentuada, cerca de 120 segundos para se atingir valores residuais inferiores 1%. O tempo para que compostos como o dióxido de carbono e outros hidrocarbonetos fossem inferiores a 0,1% foi de cerca de 1000 segundos ou, 16 minutos e 40 segundos. Na Tabela 4.14 encontram-se apresentados os tempos a que se atingiram uma percentagem de 0,5% dos compostos do gás de produção.

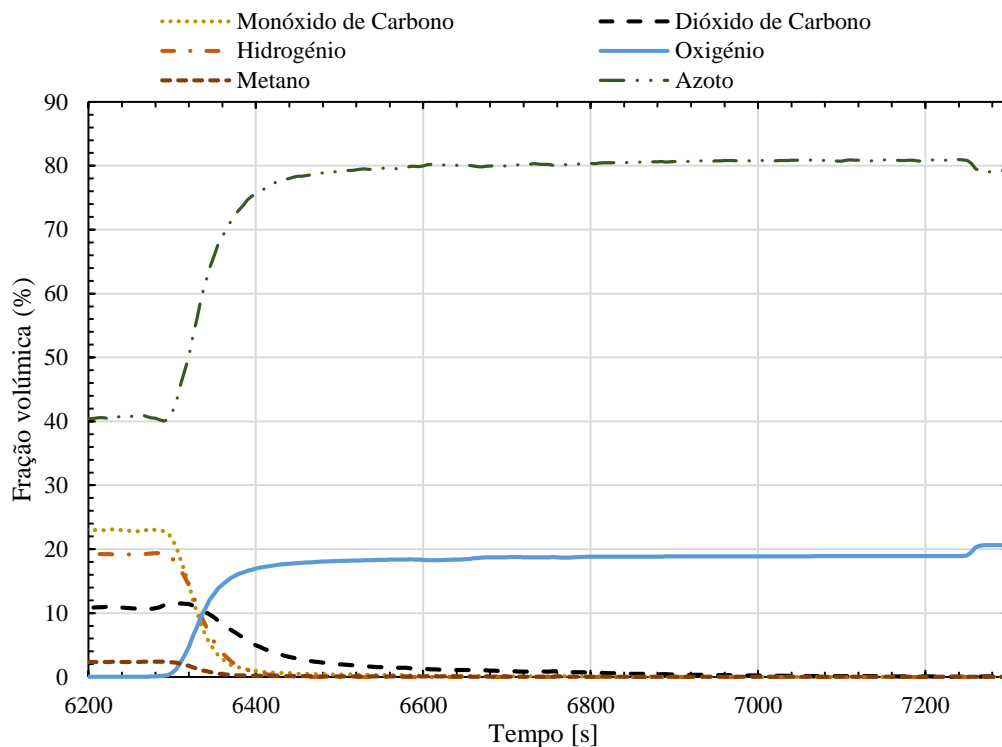


Figura 4.38 – Composição volumétrica do gás analisado durante remoção de analisador, 1º ensaio.

Tabela 4.14 – Tempo necessário para se atingir 0,50% de fração volúmica dos compostos do analisador de gás

<b>z(%) = 0,50%</b>	<b>tempo [s]</b>	<b>intervalo [s]</b>
<b>monóxido de carbono</b>	6455	205
<b>dióxido de carbono</b>	6860	610
<b>metano</b>	6360	110

Em análise aos restantes ensaios registaram-se comportamentos idênticos ao relatado e visíveis nos gráficos apresentados de cada ensaio. Apesar de os tempos necessários variarem de diversos fatores, como por exemplo se a instalação for ou não ao ar livre, 7 a 8 minutos parecem ser valores aceitáveis pois levam origem a uma libertação de gás de com percentagem residual de compostos nocivos. Note-se que o caudal de gás também é de valor reduzido, cerca de 1 l/min, pelo que uma abordagem mais específica sobre as quantidades de gases tóxicos pode concluir ser desnecessário qualquer tempo de remoção.

## 4.2 Análise dos resultados experimentais

Pretendia-se estimar com estes ensaios as características de funcionamento do sistema de gaseificação. Com este objetivo procedeu-se a ensaios que quantificassem características de funcionamento como tempo de arranque, potência produzida, composição e poder calorífico do gás, para além das temperaturas de funcionamento. Estas características apesar de apresentadas individualmente por cada ensaio, carecem, contudo, de uma análise conjunta de ensaios.

A Tabela 4.16 e Tabela 4.17 apresentam os valores médios registados dos dois primeiros ensaios nos quais foi possível também obter as propriedades de funcionamento do sistema a cargas parciais.

Pela análise dos resultados obtidos e indicados nas tabelas indicadas é possível concluir que:

- A temperatura de funcionamento do sistema, nomeadamente as temperaturas de restrição, redução e de gás à saída do reator não são definidas inteiramente pelos mecanismos de controlo do sistema. Estas variaram ao longo dos ensaios e durante ensaios para a mesma carga parcial;
- As temperaturas não são função direta da carga parcial a que se encontra o sistema, pois as variações que ocorreram nos dois ensaios não foram iguais. No entanto é evidente a que para uma carga parcial de 45,4% em ambos os ensaios as temperaturas registadas diminuíram, principalmente as temperaturas registadas na restrição;
- A nível da composição de gás em função da carga parcial este não se observou com oscilações que indiquem uma clara função de dependência entre as duas variáveis. Pela estagnação da composição do gás também não se registaram variações elevadas dos poderes caloríficos inferiores registados, as variações foram inferiores a 0,3 MJ/kg em função da carga parcial e inferiores a 0,34 MJ/kg entre ensaios à mesma carga parcial;
- Contudo, a nível do valor de PCI registado em cada ensaio este variou desde um valor médio de 5,35 até 5,65 MJ/kg em ensaios diferentes, resultando assim numa variação de 2,7 % em torno do valor médio de 5,5 MJ/kg. Esta variação influencia o valor do rendimento calculado para o sistema, conduzindo a uma variação de cerca de 9 % de rendimento em torno do valor médio de 72,5 %. A variação está associada a uma variação dos valores de monóxido de carbono e hidrogénio registados;
- Os rendimentos obtidos, apresentados na Tabela 4.16 e Tabela 4.17 foram calculados considerando um balanço mássico, entre o gás produzido e o ar e biomassa consumidos. Este método apesar de não ser exato, devido à produção de cinzas que ocorre, como esta é muito baixa foi considerada desprezável para efeitos de cálculo. Os valores estimados de rendimento de gaseificação encontram-se próximos dos valores estimados de 60 % a 80 % indicados no capítulo 2.3;
- Através de uma análise da relação entre o caudal mássico produzido de gás e o consumido de ar das tabelas referidas no tópico anterior, estipulou-se uma relação entre o caudal de gás produzido e o caudal de biomassa consumido. O valor médio dos dois ensaios foi de 2,34 de razão mássica entre o caudal de gás produzido e caudal de combustível consumido;
- Foi ainda possível verificar que o analisador de gás detetou hidrocarbonetos (leves) que foram identificados como  $C_nH_m$ , estes diversos hidrocarbonetos, como o acetileno,  $C_2H_2$ , etileno,  $C_2H_4$ , e o etano,  $C_2H_6$ . Apesar destes compostos serem em quantidade reduzida e não terem sido contabilizados no cálculo do poder calorífico pois não são objetivo da gaseificação, que pretende um gás limpo, estes componentes apresentam elevados poderes caloríficos em comparação com o monóxido de carbono e hidrogénio. A quantidade destes componentes deve ser mais reduzida quanto melhor for o processo de gaseificação na decomposição de biomassa.

A Figura 4.39 representa valores obtidos de diferentes tipos de gaseificação de leito fixo concorrente do qual se conclui que o sistema apesar de apresentar valores de PCI e dióxido de carbono superiores, a composição do gás produzido no sistema de gaseificação adequa-se a outros sistemas igualmente já estudados.

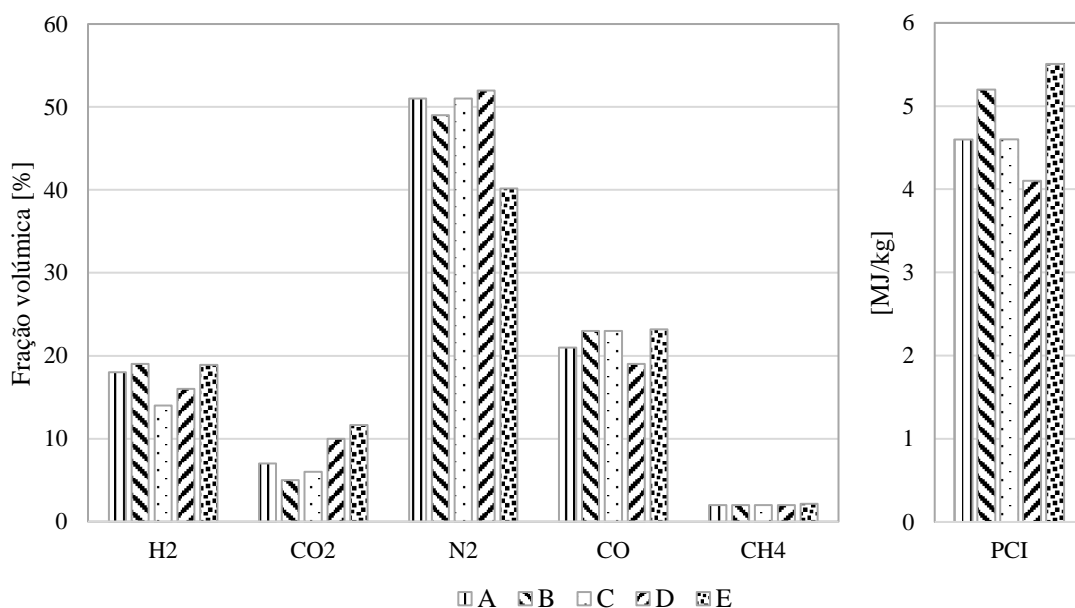


Figura 4.39 – Composição do gás e poder calorífico inferior obtidos de sistemas de gaseificação, (E) sistema estudado, (A),(B),(C),(D). Adaptado de Patuzzi *et al.* (2016).

Para além destes valores comparativos de gás e poder calorífico, estes também se aproximam dos valores estimados indicados na Tabela 2.4 e Tabela 2.6.

Os tempos de arranque obtidos cumprem o estipulado de 20 minutos, sendo que o mais demorado ocorreu num tempo de 13 minutos e 40 segundos. O 5º ensaio iniciou a uma temperatura superior, na ordem dos 40 °C, pelo que este teve um menor tempo de arranque, não sendo, contudo, contabilizado para o cálculo do valor médio do tempo de arranque.

Tabela 4.15 – Resumo dos tempos de arranque

Temperatura	Restrição (800 °C)	Redução (600 °C)	Gás à saída (400 °C)
Tempos de arranque, 1º ensaio [s]	720	2175	1650
Tempos de arranque, 2º ensaio [s]	825	1565	2525
Tempos de arranque, 4º ensaio [s]	545	1700	3050
Tempos de arranque, 5º ensaio [s]	490	1135	2510
Tempo médio, sem o 5º ensaio [s]	696,7	1813,3	2408,3

Tabela 4.16 – Resumo das características obtidas ao longo do 1º ensaio

	<b>Composição média z(%)</b>							<b>PCI</b>	
<b>Testes</b>	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	PCI [MJ/m <sup>3</sup> ]	PCI [MJ/kg]
<b>Ventilador 100%</b>	21,00	12,82	2,24	3,80	17,77	0,02	42,36	4,76	5,06
<b>Ventilador 81.8%</b>	22,63	11,38	2,12	3,40	18,55	0,01	41,90	4,94	5,35
<b>Ventilador 63.6%</b>	23,32	11,54	2,14	3,48	18,97	0,01	40,54	5,03	5,48
<b>Ventilador 45.4%</b>	22,05	12,47	2,42	4,20	19,21	0,01	39,64	5,01	5,47
<b>Ventilador 100%</b>	22,54	11,84	2,15	3,68	18,64	0,05	41,09	4,92	5,36
<b>Ensaio</b>	22,42	11,95	2,20	3,69	18,68	0,02	41,04	4,94	5,36
	<b>Temperatura</b>			<b>Caudal</b>					
<b>Testes</b>	Redução	Restrição	Saída do reator	Caudal gás [m <sup>3</sup> /h]	Caudal ar [m <sup>3</sup> /h]	Caudal gás [kg/h]	Caudal ar [kg/h]	Potência debitada [kW]	Rendimento estimado
<b>Ventilador 100%</b>	611,31	878,12	501,39	21,78	9,63	20,48	11,49	28,77	0,65
<b>Ventilador 81.8%</b>	665,57	875,85	501,87	20,10	8,79	18,57	10,49	27,58	0,69
<b>Ventilador 63.6%</b>	674,06	875,16	497,30	16,51	6,96	15,15	8,31	23,05	0,69
<b>Ventilador 45.4%</b>	638,90	842,92	482,93	9,98	4,10	9,14	4,90	13,89	0,67
<b>Ventilador 100%</b>	660,14	886,01	504,11	19,35	8,22	17,75	9,81	14,44	0,68
<b>Ensaio</b>	653,58	873,10	497,99	17,57	7,53	16,20	8,98	24,04	0,68

Tabela 4.17 – Resumo das características obtidas ao longo do 2º ensaio

	Composição média z(%)							PCI	
Testes	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	PCI [MJ/m <sup>3</sup> ]	PCI [MJ/kg]
<b>Ventilador 100%</b>	23,78	11,20	2,04	3,83	18,61	0,13	40,41	5,10	5,52
<b>Ventilador 81.8%</b>	24,27	11,24	2,09	3,89	19,49	0,13	38,89	5,20	5,73
<b>Ventilador 63.6%</b>	24,37	11,57	2,23	4,32	20,00	0,14	37,37	5,29	5,88
<b>Ventilador 45.4%</b>	23,50	11,90	2,37	4,55	19,78	0,33	37,58	5,21	5,76
<b>Ensaio</b>	23,97	11,34	2,12	4,00	19,14	0,15	39,29	5,17	5,65
	Temperatura			Caudal					
Testes	Redução	Restrição	Saída do reator	Caudal gás [m <sup>3</sup> /h]	Caudal ar [m <sup>3</sup> /h]	Caudal gás [kg/h]	Caudal ar [kg/h]	Potência debitada [kW]	Rendimento estimado
<b>Ventilador 100%</b>	671,89	878,60	411,63	23,03	10,98	21,31	12,81	32,63	0,78
<b>Ventilador 81.8%</b>	693,66	881,95	444,18	21,08	9,56	19,10	11,15	30,42	0,78
<b>Ventilador 63.6%</b>	661,80	870,46	453,20	17,03	7,42	15,35	8,65	25,04	0,76
<b>Ventilador 45.4%</b>	630,89	843,16	452,33	10,58	4,64	9,57	5,40	15,32	0,75
<b>Ensaio</b>	668,68	874,96	428,81	20,36	9,46	18,68	11,03	29,17	0,77



## 5 Caso de estudo

Neste capítulo é feita uma análise quanto à viabilidade de implementação de um sistema de cogeração com um sistema de gaseificação de biomassa num exemplo de aplicação prática estipulada. O sistema de cogeração utilizado será de um motor alternativo de combustão interna com recuperação de calor. O caso de aplicação estudado será a implementação da cogeração num parque de campismo teórico para fornecimento energético das respetivas necessidades do parque.

### 5.1 Motor alternativo de combustão interna

Os motores alternativos de combustão interna com aproveitamento de calor sejam à base de ciclos de Otto ou Diesel são os sistemas mais utilizados em sistema de cogeração de pequena escala. (Salomón *et al.*, 2011);(Murugan e Horák, 2016). Não esquecer, contudo, as questões de impurezas que têm de ser cumpridas e que foram abordadas no capítulo 2.5.3.

Os motores de ignição por faísca, ciclo Otto, podem ser usados com o gás produzido da gaseificação. Os motores a ciclo Diesel, por outro lado, precisam de certas alterações para poderem funcionar com este tipo de combustível. Para os motores de ciclo Diesel a alteração das razões de compressão e a implementação de um sistema de ignição por faísca são condições necessárias para o seu funcionamento. (Department, 1986)

Quanto às fontes de energia, estes sistemas de motores permitem aproveitar para a cogeração as seguintes fontes (Coronado *et al.*, 2011),(Salomón *et al.*, 2011):

- Gases de escape;
- Sistema de refrigeração;
- Sistema de óleo para lubrificação de motor.

A utilização de motores de combustão interna apresenta como vantagem serem baseadas em tecnologias muito desenvolvidas (Salomón *et al.*, 2011).

São diversos os fatores que influenciam a potência produzida no motor, nomeadamente o poder calorífico do combustível, no caso em estudo o gás de produção, a razão de ar, a eficiência do motor, a velocidade de rotação e número de tempos do motor (Department, 1986).

#### **Poder calorífico da mistura ar-combustível.**

O poder calorífico desta mistura será sempre menor que o poder calorífico do gás de produção da gaseificação, ficando, portanto, em função do gás de produção e razão ar combustível da mistura. O poder calorífico de uma mistura de ar estequiométrica pode ser determinado pela análise da mistura e será dado pelo PCI do gás de produção em função do volume da mistura, equação 5.2, (Department, 1986).

$$\text{gás de produção } (a\text{CH}_4 + b\text{H}_2 + c\text{CO}) + \text{ar } (d\text{O}_2 + 3.76 \cdot d\text{N}_2) \quad (5.1)$$

$$PCI_{\text{mistura, estq.}} = \frac{PCI_{\text{gás, prod.}}}{1 + 2,38a + 2,38b + 9,52c} \quad (5.2)$$

sendo “a”, “b”, “c” e “d” as frações molares ou volúmicas

Tabela 5.1 – Relações estequiométricas oxigénio gás, (Department, 1986)

Gás	Relação oxigénio/gás necessária para reação estequiométrica [m³/m³]
Monóxido de carbono (CO)	0,5
Hidrogénio (H <sub>2</sub> )	0,5
Metano (CH <sub>4</sub> )	2

Segundo Department (1986) o poder calorífico da mistura de gás produzido da gaseificação e ar é na ordem dos 2500 kJ/m³, o que em relação com o poder calorífico de uma mistura de gasolina, na ordem dos 3800 kJ/m³ corresponde a uma diminuição espetável de 15-30% da potência a debitar pelo motor (Gobbato *et al.*, 2015).

No caso da reação ou mistura não ser estequiométrica, pois não é possível garantir um controlo rigoroso do mesmo e uma reação demasiado rica em combustível trás problemas como explosões não controladas é comum trabalhar com excessos de ar (Department, 1986). Tanto excessos como deficiências de ar têm um efeito negativo do poder calorífico da mistura, a figura seguinte indica esta relação.

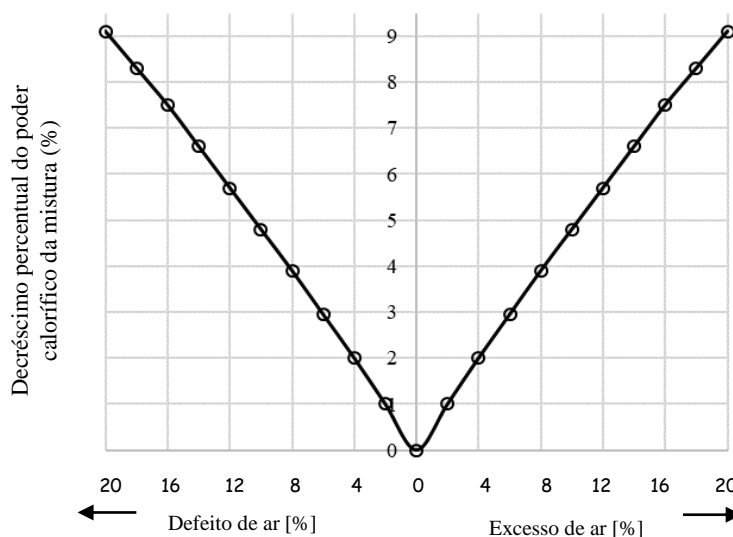


Figura 5.1 – Relação da perda de poder calorífico da mistura em função do excesso ou deficiência de ar. Adaptado de Department (1986).



## Eficiência

No caso de motores térmicos existem duas eficiências que o caracterizam, a eficiência volumétrica e a eficiência térmica.

A eficiência volumétrica indica a razão entre o caudal de facto aspirado com o valor teórico a cilindrada do motor, devido à pressão da mistura no início da compressão, estes valores encontram-se entre 0,65-0,8 (Department, 1986). Este valor pode ser melhorado com a diminuição das perdas de carga na admissão ou com a instalação de um turbo.

Quanto à eficiência térmica do sistema esta está diretamente relacionada com a razão de compressão do sistema, através de uma razão de função indicada na equação (5.3) e representada na Figura 5.2 (Department, 1986).

$$\eta_{térmico} = 1 - \frac{1}{r_v^{\gamma-1}} \quad (5.3)$$

Estudos recentes mostram a possibilidade de utilizar motores de ciclo Diesel convertidos para motores de ignição por faísca, com o motor a trabalhar com gás de produção. Os motores trabalham assim com razões de compressão maiores e com um rendimento superior e menores rendimentos específicos (Homdoun et al., 2015).

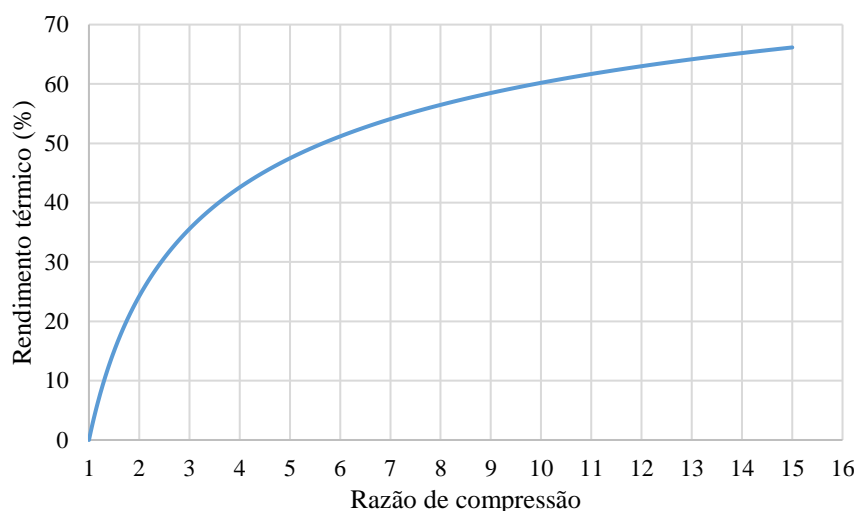


Figura 5.2 – Relação teórica da eficiência térmica em função da razão de compressão. Adaptado de Department (1986).

## 5.2 Sistema de gaseificação e cogeração – quantificação

O sistema de gaseificação abordado ao longo desta dissertação vem instalado com motor alternativo de combustão interna. Segundo as especificações do sistema este permite com o motor a funcionar realizar as seguintes condições de operação: 46 m<sup>3</sup>/h de caudal de gás de produção com uma produção de eletricidade de 15 kW.

Tabela 5.2 – Alguns valores médios dos dois primeiros ensaios

Valores médios considerados					
z(%) CO	z(%) CH <sub>4</sub>	z(%) H <sub>2</sub>	$\rho_{\text{gás}}$	$\rho_{\text{ar}}$	PCI [MJ/m <sup>3</sup> ]
23,20	2,16	18,91	0,92	1,18	5,06

Considerando um caudal de gás produzido de 46 m<sup>3</sup>/h com um PCI entorno de 5,06 MJ/m<sup>3</sup>, este terá de ser misturado com ar. Segundo a razão estequiométrica volúmica com o ar apresentada no subcapítulo anterior é possível estimar um caudal de mistura de 101,6 m<sup>3</sup>/h e um PCI de 2,26 MJ/m<sup>3</sup>.

Os cálculos seguidos para esta estimativa foram:

$$46(1 + 2,38 \cdot z_{CO} + 2,38 \cdot z_{H_2} + 9,52 \cdot z_{CH_4}) \\ = 46(1 + 2,38 \cdot 0,2320 + 2,38 \cdot 0,1891 + 9,52 \cdot 0,0216) = 101,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$PCI_{\text{mistura, estq.}} = \frac{5,06}{1 + 2,38 \cdot 0,2320 + 2,38 \cdot 0,1891 + 9,52 \cdot 0,0216} = 2,26 \text{ MJ/m}^3$$

Os valores obtidos vão de encontro aos valores estimados de 2,5 MJ/m<sup>3</sup> para a mistura de gás de produção e ar, já apresentado neste capítulo e de encontro com 2,12 MJ/m<sup>3</sup> para uma mistura de gás de 20% de hidrogénio, 20 % de monóxido de carbono e 2% de metano com ar segundo Yarsu (2010).

Considerando que o motor funciona a 1500 rpm a 4 tempos, estando acoplado a um gerador de 4 polos para produzir eletricidade a 50 Hz, como indicado pelo fabricante do gaseificador estudado. Tendo este motor 3 litros de cilindrada, o seu volume varrido, considerando um rendimento volumétrico compreendido entre 0.65 e 0.8, (Department, 1986), este consumirá de mistura um caudal de:

$$\text{volume varrido teórico} = \text{rpm} \cdot \frac{60}{2} \cdot \text{cilindrada} = 1500 \cdot \frac{60}{2} \cdot 0,003 = 135 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{volume varrido} = [0,65;0,8] \cdot 135 = [87,75;108] \text{ m}^3/\text{h}$$

É possível observar que o volume varrido de 101,6 m<sup>3</sup>/h corresponde a um rendimento volumétrico de 0,75. Segundo LABS (2015c) a razão equivalente ar-combustível adequada pelo sistema será de 1,05, pelo que o rendimento do motor considerado será ligeiramente superior a 0,75. Note-se que a razão de ar é dado pelo quociente da razão ar-combustível real e estequiométrica:

$$\phi = \frac{\frac{m_{\text{ar}}}{m_{\text{gás}}}}{\left(\frac{m_{\text{ar}}}{m_{\text{gás}}}\right)_{\text{esteq.}}} \quad (5.4)$$

Pela análise do combustível, gás produzido, inserido no motor, o total de energia inserido foi de  $E_{\text{gás}} = 46 \cdot 5,06 = 232,76 \text{ MJ}$ , considerando uma hora de produção. Em termos de potência inserida no sistema do motor:

$$\dot{Q}_{\text{gás}} = 46 \cdot \frac{5060}{3600} = 64,6 \text{ kW}.$$

Após a queima do gás de produção no motor alternativo de combustão interna, o sistema motor e gerador irá produzir uma potência elétrica de 15 kW, correspondendo a um rendimento elétrico de 23,2%.

Para além da potencia elétrica é objetivo deste caso de estudo abordar o potencial térmico do sistema. O motor de combustão apresenta duas fontes de energia térmica principais, sendo os gases de escape e a água de refrigeração do motor.

Relativamente aos gases de escape, é necessário estipular o caudal de gases de escape assim como a sua temperatura. Para a determinação do caudal de gases de escape será necessário fazer um balanço dos caudais mássicos da reação de combustão.

Sendo a equação da reação de combustão definida por 46 m<sup>3</sup>/h de gás e os restantes 55,6 m<sup>3</sup>/h de ar, com a massa volúmica dos compostos respetivamente de 0,92 kg/m<sup>3</sup> e 1,18 kg/m<sup>3</sup>, o valor de caudal mássico que se obtém, considerando o excesso de ar de 1,05, definido através da razão de ar equivalente, será de 111,21 kg/h, identificado na expressão seguinte:

$$46 \cdot 0,92 + 55,6 \cdot 1,18 \cdot 1,05 = 111,21 \text{ kg/h}$$

Considerando que gás de escape, segundo Frigo *et al.* (2014) e J. S. Jadhao (2013), estará contido entre 450 °C e 700 °C. Com base nos trabalhos segundo Raman e Ram (2013) e Coronado *et al.* (2011), considerou-se o gás de escape a uma temperatura de 540 °C e a capacidade térmica de 1,12 kJ/(kg·K), o potencial térmico que se pode retirar do sistema fica definido por:

$$\dot{Q}_{g,esc.} = \dot{m}_{g,esc.} \cdot C_{p,g,esc.} \cdot (T_{g,esc.} - T_{amb}) = \frac{111,21}{3600} \cdot 1,12 \cdot (540 - 15) = 18,16 \text{ kW}$$

O gás de escape não pode sair à temperatura ambiente pois estas condições levariam origem a formação de condensados de água e ainda a possibilidade de ácidos como o ácido sulfúrico devido a possíveis compostos como o enxofre oriundos da biomassa. As temperaturas mínimas admissíveis, segundo Okita (2008), são função da fração volúmica de água e de óxidos de enxofre. Não sendo possível, contudo, estimar estas percentagens nos gases de escape conclui-se que esta deve ser menor que 200 °C (Okita, 2008). Esta questão será revista quando analisada a temperatura dos gases à saída do permutador de calor.

Relativamente ao potencial térmico possível retirar da água de refrigeração este foi definido através da potência mecânica produzida. Considerando o gerador com um rendimento, segundo Coronado *et al.* (2011) e Raman e Ram (2013), de 90%, conclui-se que a potência mecânica é de 16,67 kW. Segundo Heywood (1988) a potência de arrefecimento requerida,  $\dot{Q}_{refri}$ , é dada por valores estabelecidos entre 0,7 a 0,9 da potência mecânica produzida, visível na Figura 5.3, e determinada na expresso seguinte:

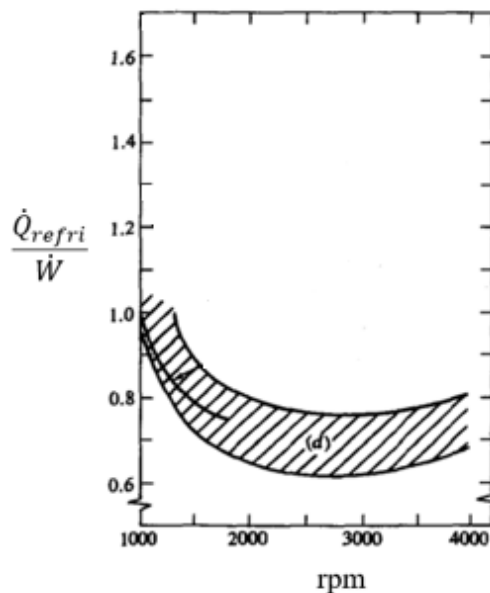


Figura 5.3 – Relação (potência de arrefecimento - potência mecânica) e a velocidade de rotação; (d) ciclo Otto. Adaptado de Heywood (1988).

$$\frac{\dot{Q}_{refri}}{\dot{W}} = [0,7; 0,9] \Rightarrow \dot{Q}_{refri} = [11,67; 15] = 13,33 \text{ kW (valor médio)}$$

Estando definida a potência de refrigeração, fica necessário definir as temperaturas obtidas à saída e entrada do motor. O fluido refrigerante do motor é constituído por uma mistura de água e etilenoglicol, em percentagem de 50% de fração volúmica, (LABS, 2015b), sendo que este será definido como que entrando a 50 °C e saindo a 80 °C do motor (Frigo *et al.*, 2014);(Tonye. K. Jack, 2013). As propriedades do refrigerante para a temperatura média, assim como o caudal de refrigerante, encontram-se definidos na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 – Propriedades e características do fluido refrigerante (Tonye. K. Jack, 2013)

Temperatura média [°C]	Capacidade Térmica Mássica [kJ/(kg*K)]	Massa Volúmica [kg/m³]	Caudal mássico de refrigerante [kg/s]
65	3,559	1050	0,1249

Em resumo o potencial energético do sistema encontra-se especificado na Figura 5.4.

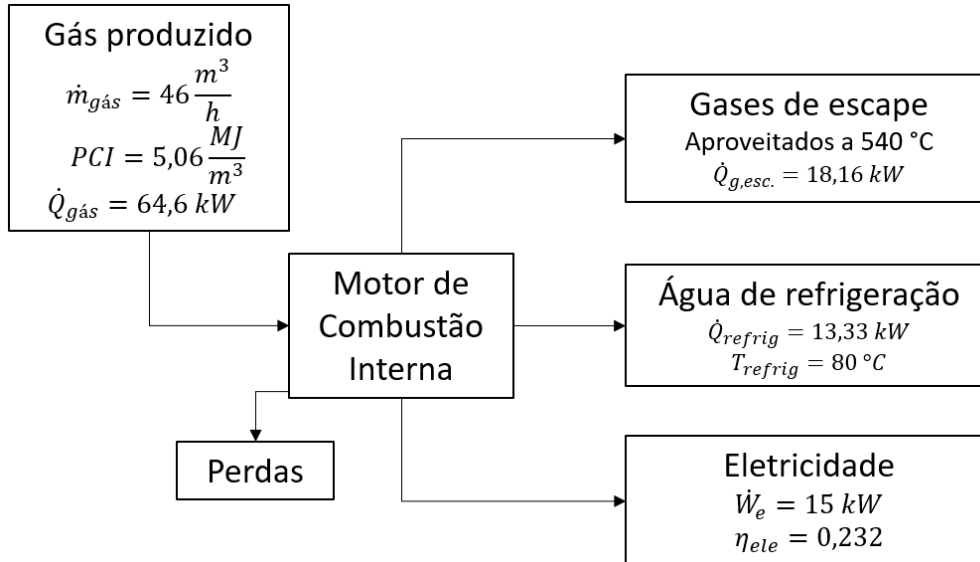


Figura 5.4 – Ilustração do potencial energético do sistema de cogeração.

Os valores indicados nesta secção indicam apenas o potencial energético, não contabilizando fatores como a eficiência dos permutadores de calor no aquecimento de água assim como o seu enquadramento no sistema.

O enquadramento do sistema que será considerado para o caso de aplicação está indicado na Figura 5.5 e representa o aproveitamento das temperaturas de cada fonte de calor a utilizar.

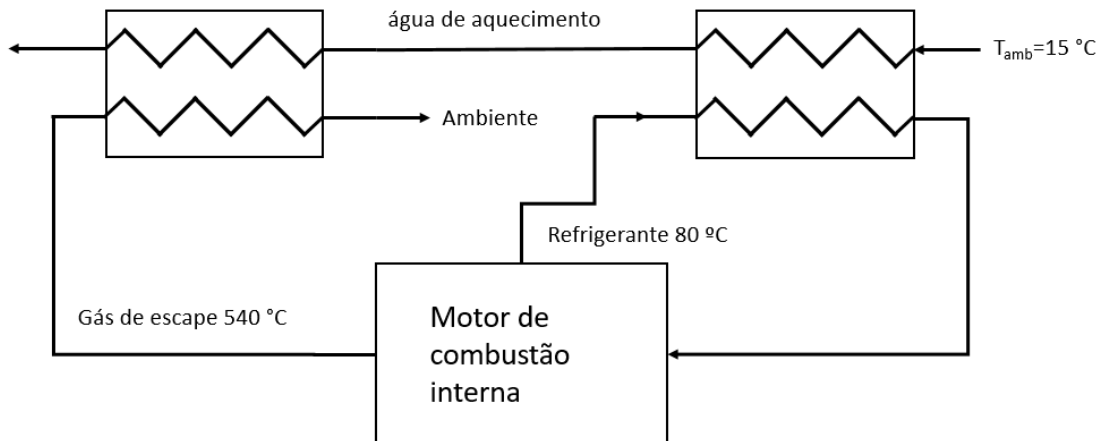


Figura 5.5 – sistema de recuperação de calor do motor de combustão interna. Atualizar os valores

Ficando definido o potencial energético do sistema de cogeração será necessário proceder à quantificação da estimativa de calor de aproveitado. Dividindo o sistema em duas secções, o sistema de aproveitamento do fluido refrigerante e o sistema de aproveitamentos dos gases de escape, a situação obtida será:

- Fluido de refrigeração – água:

Sabendo as condições de temperatura do fluido de refrigeração, definidas anteriormente, considerou-se que este passava, na totalidade, no permutador de calor ficando assim definido a globalidade do permutador de calor. Desprezando as perdas de calor para o exterior. Segundo

Coronado *et al.* (2011) o aproveitamento do calor do fluido de refrigeração é próximo de 100%, à semelhança do que foi considerado. Os permutadores simulados foram de fluxo cruzado e com base nas considerações impostas os parâmetros registados foram:

Tabela 5.4 – Resumo das características consideradas do permutador fluido refrigerante – água

$T_{h,i}$ [°C]	$T_{h,s}$ [°C]	$T_{c,i}$ [°C]	$T_{c,s}$ [°C]	$\dot{Q}_{trocado}$ [kW]	Eficiência	$\dot{V}_{\text{água}}$ [m³/h]
80	50	15	37,05	13,33	0,46	0,52

- Gás de escape-água:

Considerando a água à saída do permutador de calor anterior a situação ficará definida considerando uma eficiência igual à obtida no permutador de fluido de refrigeração – água. Os parâmetros assim estabelecidos encontram-se indicados na Tabela 5.5.

Salienta-se o facto de que os gases de escape abandonam o permutador a uma temperatura muito superior às mínimas de condensação supracitadas, situação de importância referida anteriormente neste capítulo.

Tabela 5.5 – Resumo das características consideradas do permutador fluido gás de escape-água

$T_{h,i}$ [°C]	$T_{h,s}$ [°C]	$T_{c,i}$ [°C]	$T_{c,s}$ [°C]	$\dot{Q}_{trocado}$ [kW]	Eficiência	$\dot{V}_{\text{água}}$ [m³/h]
540	307,87	37,05	50,33	8,03	0,46	0,52

A situação de cogeração encontra-se assim definida, desde a entrada do motor até às diversas aplicações. A situação é resumida no diagrama de Sankey apresentado na Figura 5.6.

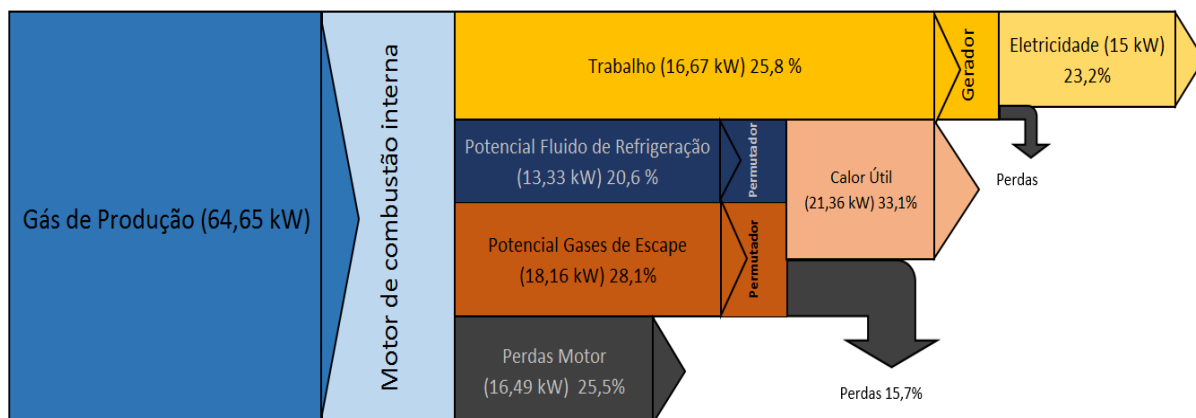


Figura 5.6 – Diagrama de Sankey do fluxo energético desde o gás produzido no gaseificador até ao seu aproveitamento energético.

Relativamente aos parâmetros, definidos no capítulo 2.5, utilizados para definir o processo de cogeração, os valores obtidos para estes encontram-se agrupados na seguinte tabela sendo que alguns parâmetros foram calculados também com base em valores estabelecidos na Tabela 5.10.

Tabela 5.6 – Parâmetros do sistema de cogeração

Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor
$\eta_{mec}$	0,258	$\eta_{alt,ele}$	0,395
$\eta_{ele}$	0,232	$\Delta Comb$	12,050 [kW]
RCE	1,424	IEE	0,157
FUE	0,588	RDEP	0,843
FUE <sub>e</sub>	0,562	$\eta_{ex}$	0,350
$\dot{I}_r$	42,016 [kW]	FUE <sub>p</sub>	0,520

O sistema apresenta uma razão entre o calor útil e eletricidade de 1,424 com um rendimento elétrico de 23,2%. O rendimento global do sistema,  $FUE_e$ , obtido foi de 56,2%. Como a economia de combustível é positiva e no valor de 12,05. O valor de IEE de 0.157 implica que existem uma poupança de 15,7% no consumo de combustível em relação a um sistema convencional. Verifica-se que  $IEE=1- RDEP$  como seria espectável por reformulação matemática. Conclui-se ainda que o rendimento exergético do sistema será de 35% considerando as temperaturas indicadas neste capítulo.

Encontrando-se definido o sistema de cogeração e as suas capacidades energéticas as questões que se impõem de seguida será a do seu enquadramento nas necessidades energéticas no caso de aplicação.

### Parque de campismo- Características

O parque de campismo utilizado para o caso de aplicação foi definido desde o número de pessoas, até aos seus componentes, consumos elétricos associados a cada um, para além dos consumos térmicos de água para banhos.

O sistema de consumo de eletricidade foi definido através do consumo estipulado para cada componente e com a base na sua utilização ou procura durante o dia. Na Tabela 5.7 encontram-se indicados os diversos componentes utilizados e os respetivos consumos elétricos estimados.

Tabela 5.7 – Componentes elétricos e seus respetivos consumos

Componente	Quantidade	Consumo energético por unidade [W]	Consumo energético por componente [W]
Balcão de atendimento e escritório			
Computador fixo *	1	150	150
Portátil*	1	30	30
Ecrã LCD de 21’’ *	2	45	90
Impressora*	1	220	220
Iluminação (lâmpadas) *	2	20	40
Outros			
Frigorífico *	2	120	240
Máquina café *	1	350	350
Sistema de gaseificação	1	500	500
Iluminação exterior (lâmpadas)	3	50	150
Iluminação interior (lâmpadas)	4	20	100
Tomadas, carregadores de telemóvel	10	5	50
Tomadas, carregadores portátil *	10	30	300
* (Menezes <i>et al.</i> , 2014)			

Quanto às procuras energéticas dos componentes definiu-se um horário de funcionamento de um escritório que serve também de balcão, das 8:00 às 12:00 e das 14:00 às 18:00. Quanto à procura diária de componentes como de uma máquina do café, iluminação e carregadores foram consideradas curvas de procura diária destes componentes. Estas considerações encontram-se definidas na Figura 5.7. Para além destes consumos foram também considerados 500 W de consumo do sistema de gaseificação quando este está em funcionamento.

A nível de consumo de água quente para banhos considerou-se um sistema de horários, no qual haveria dois intervalos diários, um ao início do dia e outro ao final da tarde, para a utilização deste serviço. Considerou-se ainda o parque de campismo com um sistema de 4

chuveiros, com um consumo de, segundo Ecolabel (2009) de 9 litros por minuto, dando 7 minutos de banho com uma utilização da instalação de 20 minutos, permitindo assim frequência de 12 pessoas por hora nos chuveiros.

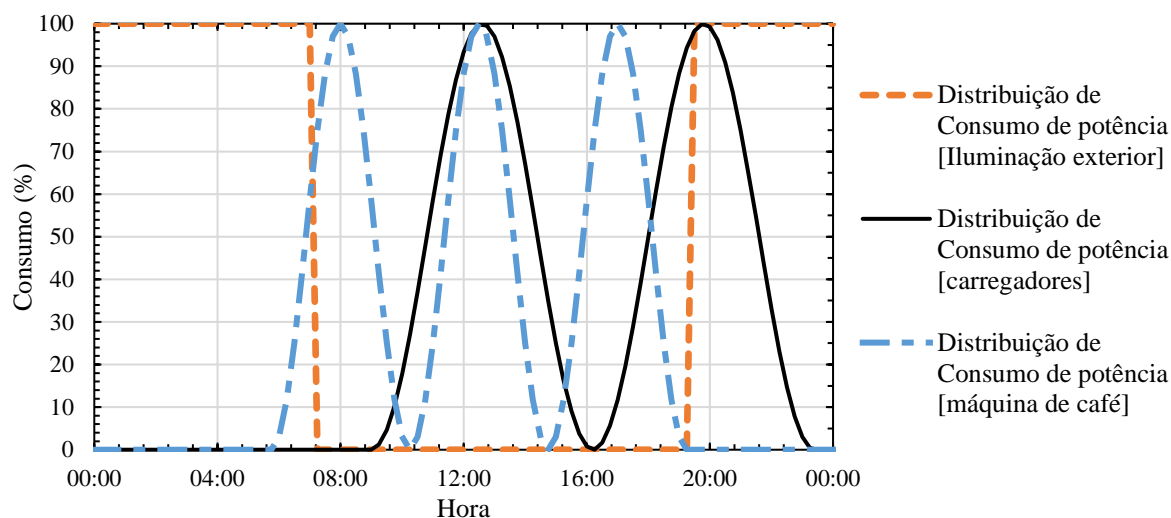


Figura 5.7 – Consumos percentuais diários diversos.

O número de pessoas estipulas para o parque de campismo foi de 48 pessoas. Havendo uma frequência máxima de 12 pessoas por horas a tomar banho serão necessárias no mínimo 4 horas de banho para que todas as pessoas possam usufruir deste serviço. O processo utilizado para cumprir com os diversos gostos e necessidades a nível de horário foi de utilizar 4 horas da parte da manhã, da 7:00 às 11:00, e 4 horas ao final da tarde, das 17:00 às 21:00.

A procura total de água quente diária para banhos fica assim definida pela seguinte expressão. Faltando qualificar o enquadramento do sistema de gaseificação no sistema.

$$n^{\circ}_{\text{pessoas}} \cdot t_{\text{banho}} \cdot \dot{V}_{\text{chuveiro}} = 3024 \text{ l}$$

A produção de água quente por parte do sistema de gaseificação está limitada a 520 litros/hora como foi indicado neste capítulo. Para análise do consumo de banhos definiu-se uma utilização igualmente distribuída das instalações ao longo do tempo, como será abordado futuramente. Contudo, convém analisar o comportamento em situações anómalas e improváveis como é o caso de uma procura total em contínuo, ou seja, as 48 pessoas tomarem banho ao longo de apenas 4 horas. As condições, assim como as implicações de tal fenómeno, encontram-se identificadas na seguinte tabela:

Tabela 5.8 – Condições e necessidades para uma procura total e contínua de água quente para banhos

Consumo máximo	756	[l/h]
Produção máxima	520	[l/h]
Consumo líquido	236	[l/h]
Acumulador de água quente necessário	944	[l]
Acumulador de água quente considerado	1000	[l]
Tempo de funcionamento	4,24	[h]
Tempo de abastecimento	1,92	[h]

Com o acumulador considerado, o tempo máximo que se conseguiria manter tal registo de funcionamento seria de 4 horas, ou seja, o pretendido. Contudo o reservatório terá um tempo de abastecimento de cerca de 2 horas funcionando o gaseificador a carga total.

A procura, contudo, será considerada como igualmente distribuída para efeitos de cálculos, 378 l/h ao longo do horário de banhos. Estando eventuais oscilações consideradas seguras pelo volume utilizado do acumulador.

Para cálculo da melhor solução diária do sistema de gaseificação e cogeração seria necessário estabelecer à priori critérios de otimização e de limitação que não serão abordados nesta dissertação e que serão indicados em trabalhos futuros

Em resumo considerou-se que o objetivo do sistema será o de cumprir os consumos do parque e não o da produção de eletricidade, evitando assim desperdícios de água quente. Para além de isso o sistema deverá funcionar em horários adequados ao barulho que este produz, considerando o sistema ao ar livre.

O modo de funcionamento que se considerou no sistema será apresentado na Figura 5.8 e Figura 5.9. Os valores obtidos de consumos elétricos assim como o balanço de energia produzida, gasta e líquida do sistema encontram-se resumidos na Tabela 5.11.

Em análise da Figura 5.8 estima-se nesta um dia de produção de água quente e o volume de água quente existente no reservatório em função da produção e consumo estimado. O aquecimento de água assim como a produção elétrica e o consumo de biomassa foram considerados proporcionais à carga de funcionamento.

Em resumo as propriedades em plena carga usadas estão indicadas na Tabela 5.9 sendo que a razão mássica gás-biomassa foi calculada através do valor médio das razões de caudais obtidos nos dois primeiros ensaios dos resultados experimentais, Tabela 4.16 e Tabela 4.17.

Tabela 5.9 – Consumos e produções a plena carga

Caudal de água quente produzida	Produção elétrica	Consumo de gás	$\rho_{\text{gás}}$	Razão mássica gás-biomassa	Consumo de biomassa
520 [l/h]	15 [kW]	46 [m <sup>3</sup> /h]	0,92 [kg/m <sup>3</sup> ]	2,34	18,08 [kg/h]

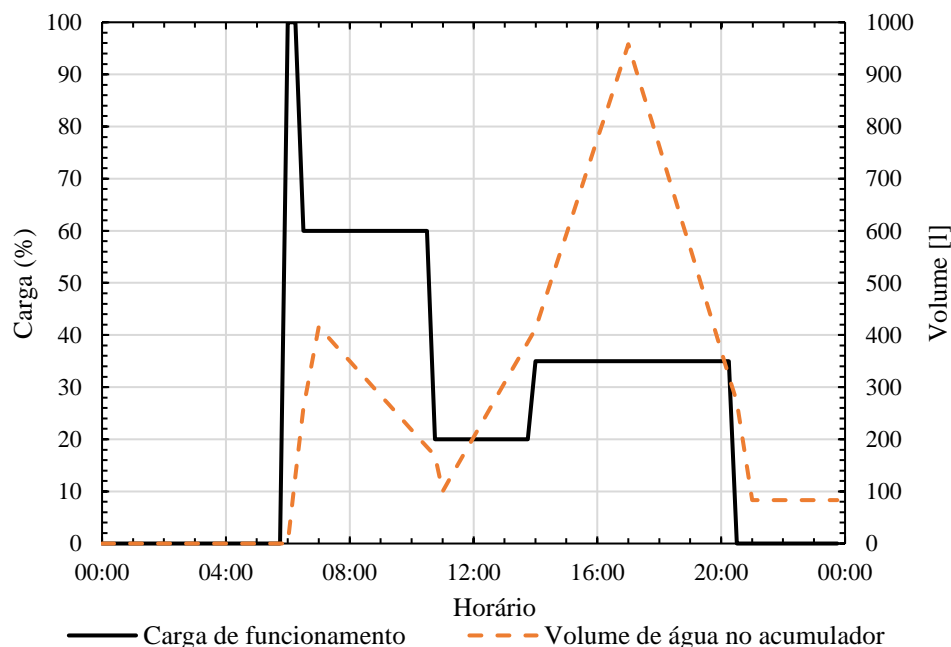


Figura 5.8 – Volume de água acumulada em função da carga de funcionamento do gaseificador.

A Figura 5.9 indica a carga de funcionamento do sistema de cogeração e a biomassa existente no depósito. O consumo diário foi de 0,442 m<sup>3</sup> e superior a um depósito de biomassa. Para compensar esta situação foi considerado a introdução de biomassa a meio do dia, nomeadamente às 14:00.

Como indicado nos ensaios experimentais o sistema ao ser arrancado de manhã implicará um fornecimento externo de energia para o arranque pois o tempo de arrefecimento é muito elevado.



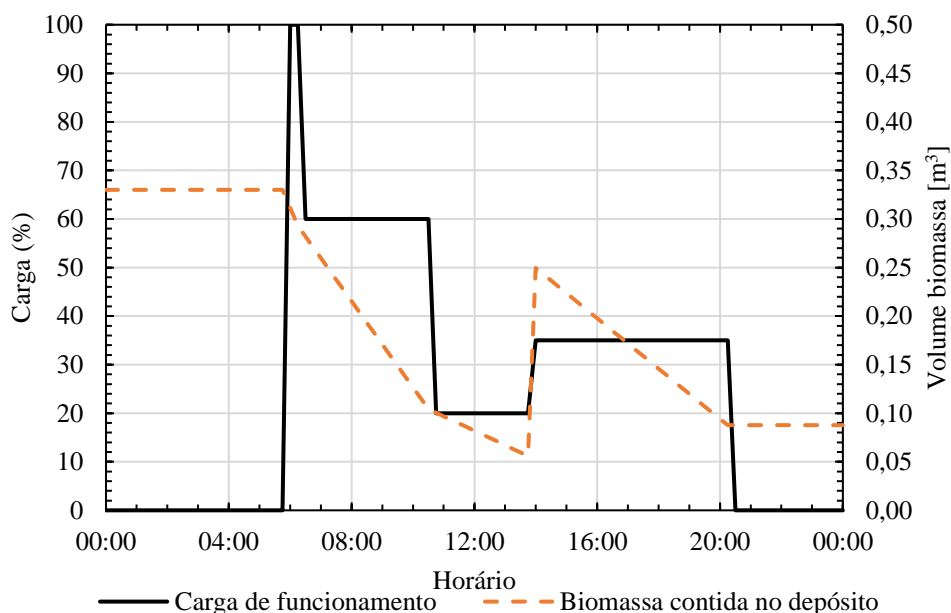


Figura 5.9 – Volume de biomassa contida no depósito do gaseificador em função da carga de funcionamento.

Os valores de custos considerados assim como os rendimentos convencionais estipulados foram indicados na Tabela 5.10. A nível do valor do preço de eletricidade, este foi o valor indicado pelas distribuidoras e considerado um padrão uni horário (EDP, 2017). A nível do preço da energia do combustível, este foi calculado através da relação de caudal de gás com a potência produzida (64,6 kW para 46 m<sup>3</sup>/h) e a razão do caudal de gás produzido com o caudal de biomassa consumido. O preço de energia térmica foi calculado através da consideração da queima do gás de produção numa caldeira convencional e o seu respetivo rendimento térmico.

Tabela 5.10 – Resumo dos preços energéticos considerados e rendimentos convencionais

<b>Preço da madeira específico (a)</b>	0,100	€/kg
<b>relação potência-caudal de gás</b>	1,528	kWh/kg
<b>Relação mássica gás-biomassa</b>	2,34	
<b><math>P_e</math> (b)</b>	0,166	€/kWh
<b><math>P_q</math></b>	0,448	€/kWh
<b><math>P_{comb}</math></b>	0,358	€/kWh
<b><math>P_{e,venda}</math> (c)</b>	0,054	€/kWh
<b>rendimento térmico caldeira (d)</b>	0,8	
<b>rendimento elétrico convencional (e)</b>	0,3	
<b>(a)- Consumo próprio e (Aflobei, 2007) - (b) - (EDP, 2017) (c) -(Energy, 2016);(República, 2015) (d) - (Terhan e Comakli, 2017) (e) - (Bove e Lunghi, 2006)</b>		

Em análise do sistema considerado e os valores indicados na Tabela 5.11, o consumo e produção de energia elétrica foram muito dispares, houve uma produção de 89,625 kWh dos quais apenas 16,063 kWh foram consumidos pelo parque de campismo teoricamente definido. A utilização deste sistema de cogeração a um parque que tivesse um conjunto de gastos elétricos mais elevados poderia ser interessante, como por exemplo um restaurante associado. A energia em excesso, 73,562 kWh, não seria vendida apenas à rede, mas sim aproveitados pelo parque. O sistema de cogeração será mais viável se houver uma procura adequada à produção, neste caso em concreto à razão de produção, RCE.

Tabela 5.11 – Balanço diário económico e de produção

<b>Quantidade de energia produzida</b>	89,625	[kWh]
<b>Quantidade de energia elétrica consumida</b>	16,063	[kWh]
<b>Quantidade de energia elétrica consumida da rede</b>	2,618	[kWh]
<b>Quantidade de energia líquida</b>	73,562	[kWh]
<b>Quantidade de biomassa consumida</b>	108,06	[Kg]
<b>Volume de depósito de biomassa de gaseificador consumido</b>	0,442	[m <sup>3</sup> ]
<b>Quantidade de água quente produzida</b>	3107	[l]
<b>Venda da energia produzida</b>	3,68	[€]
<b>Lucro/custo diário</b>	-7,59	[€]

Da utilização diária considerada, assim como dos preços energéticos, obteve-se um custo diário de 7,59 € de energia, associado a uma venda de 3,68 € para a rede num parque com uma capacidade de 48 pessoas. Este custo, no entanto, não considera custo de investimento das unidades de cogeração, que teria de ser considerado neste custo associado a um tempo de retorno pretendido, tema que não será estudado nesta dissertação.

A manutenção do sistema de gaseificação é um processo que também deve ser analisado, pois a sua necessidade é elevada e altera o paradigma de funcionamento do sistema. O sistema de gaseificação necessita de uma limpeza de sistemas como os depósitos de cinzas do reator e do separador ciclónico diária, para cada utilização de 20 horas. Para além de isto existe a necessidade de limpeza de componentes como a grelha da zona de redução e o filtro de partículas, este último é um processo demorado. (LABS, 2015c)

Para além de isto, como foi abordado no tratamento da biomassa, capítulo 3.4, a biomassa precisa de sofrer um processo de peneira que tem de ser garantido. Caso a biomassa seja disponibilizada no meio em que se encontra o parque de campismo esta separação tem de ser garantida de forma a obter os tamanhos adequados de biomassa. A necessidade de processos manuais ou automáticos de peneira da biomassa implicam um aumento de custo do sistema que teriam de ser contabilizado na viabilidade do sistema.

Em jeito de conclusão, o sistema de gaseificação para cogeração e aproveitamento dos recursos energéticos apresenta um sistema, na sua base, viável para aplicação, já que o rendimento associado é superior que a utilização de sistema convencionais em separado. Contudo o sistema em si carece ainda de diversas análises como por exemplo os custos de implementação das tecnologias e componentes específicos associados a uma instalação real, para além de um estudo sobre a sua competitividade com outros sistemas, também viáveis, de energias de fonte renovável como por exemplo, o aproveitamento de energia solar para aquecimento de água.

## 6 Conclusões e perspetivas de trabalhos futuros

O sistema de gaseificação foi caracterizado nas gamas de funcionamento em que foi testado, ou seja, com a utilização dos ventiladores como controlo do processo de gaseificação. As propriedades que se retiraram, assim como o comportamento do sistema, foram resumidas nas seguintes propriedades: tempos de arranque, temperaturas, composição de gás de escape, caudais volúmicos e mássicos, poder calorífico associado, tempos de arrefecimento e capacidade de arranque intermédio desenvolvidos pelo sistema.

Referente à análise experimental do sistema conclui-se que:

- O sistema de gaseificação apresenta tempo de arranque inferiores aos 20 minutos indicados pelo fabricante, o tempo superior que foi registado encontra-se nos 13-14 minutos de arranque até atingir os 800 de temperatura de combustão/restrrição.
- Referente às temperaturas registadas nos ensaios, nomeadamente nos dois primeiros ensaios, estas foram de cerca de 800-900 °C na temperatura de restrição e 600-700 °C na temperatura da zona de redução.
- O caudal de gás, apesar de se ajustar à carga de funcionamento dos ventiladores, este método não permite uma regulação fixa do caudal e constante ao longo dos ensaios, contudo registou-se que para os ventiladores a 100 % de carga o valor médio de caudal dos dois primeiros ensaios foi de 20,90 kg/h, que para um valor médio de 5,29 MJ/kg corresponde a uma potência de 30,7 kW.
- A composição de gás média registada foi de 23,20 % de monóxido de carbono, 2,16 % metano e 18,91 % de hidrogénio, isto em termos de frações volúmicas, registando um valor do poder calorífico inferior de 5,06 MJ/m<sup>3</sup>. Estes valores aproximaram-se com os valores estimados e determinados de outras bibliografias.
- Os tempos de arrefecimento determinados ajustam-se entre diferentes ensaios registados, permitindo uma estimativa de tempos de arrefecimento
- A nível de arranque intermédio constatou-se uma célere capacidade de arranque do sistema de gaseificação com a temperatura na zona de restrição nos 300 °C, mas uma incapacidade do mesmo sistema ao arranque intermédio a 100 °C.

A nível do caso de aplicação abordado, o objetivo pretendido em quantificar o potencial de cogeração foi conseguido, estabelecendo-se ainda parâmetros como a razão calor eletricidade, rendimento elétrico, rendimento global e economia de combustível. Foi ainda analisado um caso particular de aplicação onde se demonstrou a aplicação do sistema de gaseificação e cogeração teórico.

Referente ao caso de aplicação conclui-se que:

- Do motor de combustão interna, as distribuições estimadas de energias aproveitáveis determinaram que 25,8 % sob a forma de trabalho, 20,6 % de potencial de fluido de refrigeração e 28,1 % de potencial energético dos gases de escape;
- Com a aplicação de rendimentos de gerador e permutadores de calor, este último, função também das temperaturas registadas, a distribuição que se obteve, em função do gás de produção inserido foi de 23,2 % de eletricidade e 33,1 % de calor útil, a uma temperatura de saída de cerca de 50 °C.
- O sistema de cogeração registou um RCE de 1,424 e um rendimento global de 56,2 %, o rendimento exergético determinado foi de 35 % associado a uma poupança de combustível de 15%.
- O caso de estudo considerado tinha uma procura energética de razão de calor e eletricidade diferente da razão estabelecida pelo sistema de cogeração pelo que parte da energia elétrica produzida foi despendida à rede.

A nível de trabalhos futuros, existem diversos pontos que devem ser considerados para futura análise. Estes trabalhos podem ser divididos em dois grupos, a componente experimental e o caso de aplicação.

Referentemente à componente experimental do sistema de gaseificação seria de mais valia uma análise às possíveis causas, abordadas nesta dissertação, para os problemas detetados no registo do caudal de gás produzido. Para além desta análise seria também interessante realizar uma caracterização experimental do sistema de gaseificação em conjunto com o motor de combustão e gerador elétrico, como as situações de funcionamento seriam diferentes estas poderão levar o sistema a comportar-se de maneira diferente, nomeadamente a gás produzido com propriedades e composições diferentes.

Ainda de análise experimental seria interessante registar a qualidade do potencial térmico disponível para cogeração pelo sistema de gaseificação com motor de combustão interna acoplado. Determinando-se propriedades como o caudal, composição no caso do gás de escape e temperatura de cada um dos componentes de energia térmica a recuperar. Seria ainda de melhor análise implementar de facto um sistema de cogeração com permutadores de calor ou outros possíveis componente para quantificação real do sistema de cogeração.

Em termos diferentes seria interessante fazer uma análise sobre a composição e poder calorífico de gás de produção em função da humidade de biomassa utilizada, verificando e quantificando possíveis variações espectáveis da produção e hidrogénio. Juntamente com esta análise uma comparação de diferentes tipos e tamanhos de biomassa seria interessante.

Um estudo da viabilidade de armazenamento e utilização do gás produzido durante o arrefecimento como método de aquecimento do sistema para o arranque seria de interesse para possíveis melhorias do sistema.

Do caso de aplicação a análise realizada nesta dissertação carece de investigações de diferentes abordagens. Uma análise da viabilidade de aplicação deste sistema implicaria uma análise de custos de implementação, manutenção, assim como uma recolha de dados mais específicos sobre consumos energéticos praticados no caso de aplicação, desde consumos diários, semanais e sazonais. O ideal para esta análise seria aplicar a um caso real e estudar a implementação de sistemas de cogeração na sua plenitude, com todos os diversos componentes contabilizados e possíveis implementações diferentes. Analisando assim desde os diversos mecanismos possíveis de aproveitamento energético até a casos de sistemas híbridos de gaseificação de biomassa e por exemplo aproveitamento de energia solar.

## Referências

- Aflobei. 2007. "Portugal está a deixar sair a biomassa." *Folha florestal*.
- Alakangas, Eija. 2005. Properties of wood fuels used in Finland - Biosouth - project.
- Alakangas, Eija. 2015. Quality guidelines of wood fuels in Finland. <https://www.researchgate.net/publication/283496833>.
- Beohar, Hina, Bhupendra Gupta, V. K. Sethi, and Mukesh Pandey. 2012. "Parametric Study of Fixed Bed Biomass Gasifier: A review." *International Journal of Thermal Technologies* 2.
- Bove, Roberto, and Piero Lunghi. 2006. "Electric power generation from landfill gas using traditional and innovative technologies." *Energy Conversion and Management* 47 (11–12):1391-1401. doi: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2005.08.017>.
- Chaurasia, Ashish. 2016. "Modeling, simulation and optimization of downdraft gasifier: Studies on chemical kinetics and operating conditions on the performance of the biomass gasification process." *Energy* 116, Part 1:1065-1076. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2016.10.037>.
- Coronado, Christian Rodriguez, Juliana Tiyoko Yoshioka, and José Luz Silveira. 2011. "Electricity, hot water and cold water production from biomass. Energetic and economical analysis of the compact system of cogeneration run with woodgas from a small downdraft gasifier." *Renewable Energy* 36 (6):1861-1868. doi: <https://doi.org/10.1016/j.renene.2010.11.021>.
- Decker, Kris de. 2010. "Wood gas vehicles: firewood in the fuel tank." Low-tech magazine, accessed 12/05/2017.
- Department, Food and Agriculture Organization Forestry. 1986. "Wood Gas as Engine Fuel." *FAO Forestry Papers* 72:139.
- Ecolabel, EU. 2009. The EU Ecolabel for Campsites. In *EU Ecolabel*.
- EDP. 2017. "Tarifas Baixa Tensão Normal até 20,7kVA." accessed Junho 2017. <https://www.edpsu.pt/pt/particulares/tarifasehorarios/BTN/Pages/TarifasBTNate20.7kVA.aspx>.
- Energy, EC. 2016. Quarterly Report on European Electricity Markets. Market Observatory for Energy: DG Energy.
- Frigio, Stefano, Roberto Gabbrielli, Monica Puccini, Maurizia Seggiani, and Sandra Vitolo. 2014. "Small-Scale Wood-Fuelled CHP Plants: a Comparative Evaluation of the Available Technologies." *The Italian Association of Chemical Engineering* 37.
- Gobbato, Paolo, Massimo Masi, and Marianna Benetti. 2015. "Performance Analysis of a Producer Gas-fuelled Heavy-duty SI Engine at Full-load Operation." *Energy Procedia* 82:149-155. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2015.12.007>.
- Govett, Robert, Terry Mace, and Scott Bowe. 2010. A practical guide for the determination of moisture content of woody biomass. In *A Practical Handbook of Basic Information, Definitions, Calculations, Practices and Procedures for Purchasers and Suppliers of Woody Biomass*.

- Guan, Guoqing, Malinee Kaewpanha, Xiaogang Hao, and Abuliti Abudula. 2016. "Catalytic steam reforming of biomass tar: Prospects and challenges." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 58:450-461. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2015.12.316>.
- Heywood, J. 1988. *Internal Combustion Engine Fundamentals*: McGraw-Hill Education.
- Higman, Christopher, and Maarten van der Burgt. 2008a. "Chapter 2 - The Thermodynamics of Gasification." In *Gasification (Second Edition)*, 11-31. Burlington: Gulf Professional Publishing.
- Higman, Christopher, and Maarten van der Burgt. 2008b. "Chapter 4 - Feedstocks and Feedstock Characteristics." In *Gasification (Second Edition)*, 47-90. Burlington: Gulf Professional Publishing.
- Homdoun, N., N. Tipayawong, and N. Dussadee. 2015. "Performance and emissions of a modified small engine operated on producer gas." *Energy Conversion and Management* 94:286-292. doi: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2015.01.078>.
- Huhtinen, Markus. 2006. Wood properties as a fuel. edited by Finland NCP.
- Imbert, G. 1931. Gas producer. Google Patents.
- J. S. Jadhao, D. G. Thombare. 2013. "Review on Exhaust Gas Heat Recovery for I.C. Engine." *International Journal of Engineering and Innovative Technology (IJEIT)* 2 (12).
- LABS, ALL POWER. 2015a. Infrared Gas Analyzers. edited by ALL POWER LABS.
- LABS, ALL POWER. 2015b. Power Pallet Operator's Manual. edited by ALL POWER LABS. [www.gekgasifier.com](http://www.gekgasifier.com).
- LABS, ALL POWER. 2015c. Power Pallet Technician's Handbook. edited by ALL POWER LABS. [www.gekgasifier.com](http://www.gekgasifier.com).
- Lora, E.E.S., O.J. Venturini, and A.G. Moura. 2012. "Gaseificação e pirólise para a conversão da biomassa em eletricidade e biocombustíveis." In *Biocombustíveis*. Editora Interciência.
- Mar, Comissão de Agricultura e. 2013. Grupo de Trabalho da Biomassa.
- Melgar, Andrés, Juan F. Pérez, Hannes Laget, and Alfonso Horillo. 2007. "Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process." *Energy Conversion and Management* 48 (1):59-67. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2006.05.004>.
- Menezes, A. C., A. Cripps, R. A. Buswell, J. Wright, and D. Bouchlaghem. 2014. "Estimating the energy consumption and power demand of small power equipment in office buildings." *Energy and Buildings* 75:199-209. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.enbuild.2014.02.011>.
- Munson, B.R., A.P. Rothmayer, and T.H. Okiishi. 2012. *Fundamentals of Fluid Mechanics, 7th Edition*: Wiley.
- Murugan, S., and Bohumil Horák. 2016. "A review of micro combined heat and power systems for residential applications." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 64:144-162. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2016.04.064>.
- Okita, N. 2008. Dew Point for Flue Gas of Power-Plant Exhaust International Association for the Properties of Water and Steam.
- Patuzzi, Francesco, Dario Prando, Stergios Vakalis, Andrea Maria Rizzo, David Chiaramonti, Werner Tirlir, Tanja Mimmo, Andrea Gasparella, and Marco Baratieri. 2016. "Small-scale biomass gasification CHP systems: Comparative performance assessment and monitoring experiences in South Tyrol (Italy)." *Energy* 112:285-293. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2016.06.077>.
- Pinho, Carlos Manuel Coutinho Tavares de. 2015a. Gestão de Energia Térmica. Departamento de Engenharia Mecânica - FEUP.
- Pinho, Carlos Manuel Coutinho Tavares de. 2015b. Sistemas Térmicos. Departamento de Engenharia Mecânica - FEUP.
- Raman, P., and N. K. Ram. 2013. "Performance analysis of an internal combustion engine operated on producer gas, in comparison with the performance of the natural gas and diesel engines." *Energy* 63:317-333. doi: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.10.033>.

- Reed, T., T.B.R.A. Das, and A. Das. 1988. *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*: Biomass Energy Foundation.
- República, Diário da. 2015. Portaria n.º 15/2015. Diário da República.
- Salomón, Marianne, Tuula Savola, Andrew Martin, Carl-Johan Fogelholm, and Torsten Fransson. 2011. "Small-scale biomass CHP plants in Sweden and Finland." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 15 (9):4451-4465. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2011.07.106>.
- Sansaniwal, S. K., K. Pal, M. A. Rosen, and S. K. Tyagi. 2017. "Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 72:363-384. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.038>.
- Schuster, G., G. Löffler, K. Weigl, and H. Hofbauer. 2001. "Biomass steam gasification – an extensive parametric modeling study." *Bioresource Technology* 77 (1):71-79. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0960-8524\(00\)00115-2](http://dx.doi.org/10.1016/S0960-8524(00)00115-2).
- Sharma, Avdhesh Kr. 2008. "Equilibrium and kinetic modeling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier: A comparison." *Solar Energy* 82 (10):918-928. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.solener.2008.03.004>.
- Engineering Equation Solver, fchart.com.
- Terhan, Meryem, and Kemal Comakli. 2017. "Energy and exergy analyses of natural gas-fired boilers in a district heating system." *Applied Thermal Engineering* 121:380-387. doi: <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.04.091>.
- Tijmensen, Michiel J. A., André P. C. Faaij, Carlo N. Hamelinck, and Martijn R. M. van Hardeveld. 2002. "Exploration of the possibilities for production of Fischer Tropsch liquids and power via biomass gasification." *Biomass and Bioenergy* 23 (2):129-152. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0961-9534\(02\)00037-5](http://dx.doi.org/10.1016/S0961-9534(02)00037-5).
- Tonye. K. Jack, Mohammed M. Ojapah. 2013. "Water-Cooled Petrol Engines: A Review of Considerations in Cooling Systems Calculations With Variable Coolant Density and Specific Heat." *International Journal of Advances in Engineering & Technology*.
- Waldheim, Lars, and Torbjörn Nilsson. 2001. Heating Value of Gases From Biomass Gasification. TPS Termiska Processer AB.
- Wang, Lijun, Curtis L. Weller, David D. Jones, and Milford A. Hanna. 2008. "Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production." *Biomass and Bioenergy* 32 (7):573-581. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2007.12.007>.
- Yarsu, G. Sridhar; Ravinda Bayu. 2010. Facts about Producer Gas Engine. Siemens Corporate Research and Technologies, Bangalore: Govt. College of Engineering, Amravati, Maharashtra,.
- Zabaniotou, A., O. Ioannidou, E. Antonakou, and A. Lappas. 2008. "Experimental study of pyrolysis for potential energy, hydrogen and carbon material production from lignocellulosic biomass." *International Journal of Hydrogen Energy* 33 (10):2433-2444. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2008.02.080>.





## Anexo A – Resultados Experimentais

Para além dos resultados experimentais indicados nesta dissertação, obtiveram-se outros resultados que ajudaram a entender o funcionamento dos ensaios e do sistema de gaseificação. Neste anexo são apresentados os restantes resultados utilizados.

1º ensaio:

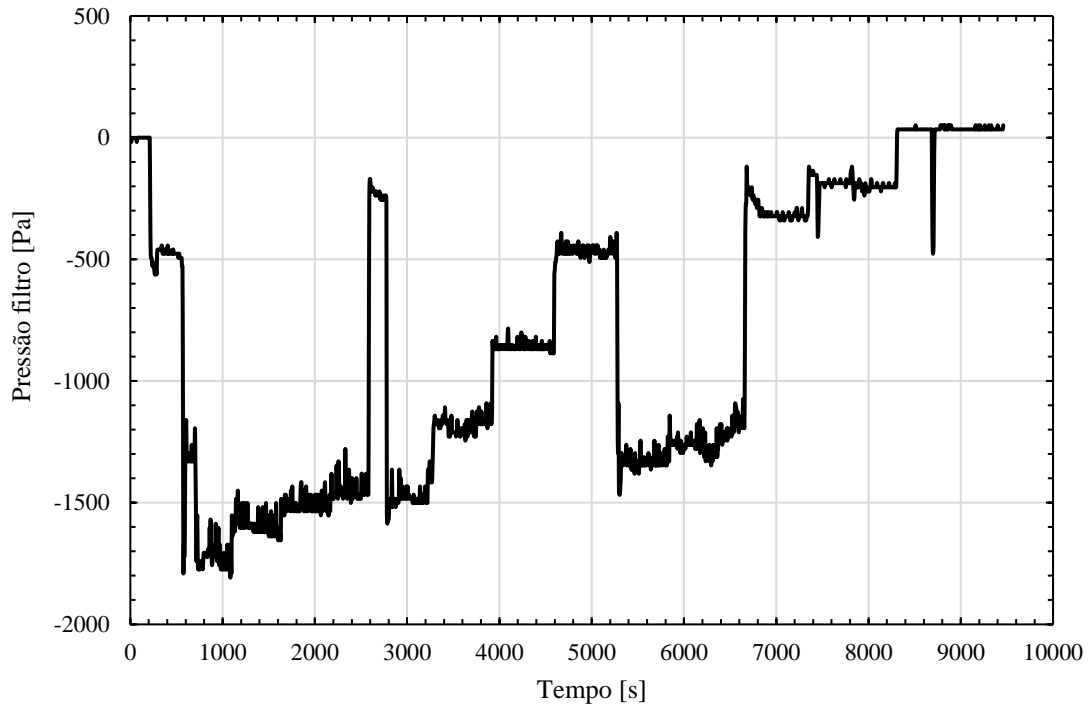


Figura A.1 – Pressão relativa registada à saída do filtro de partículas, 1º ensaio.

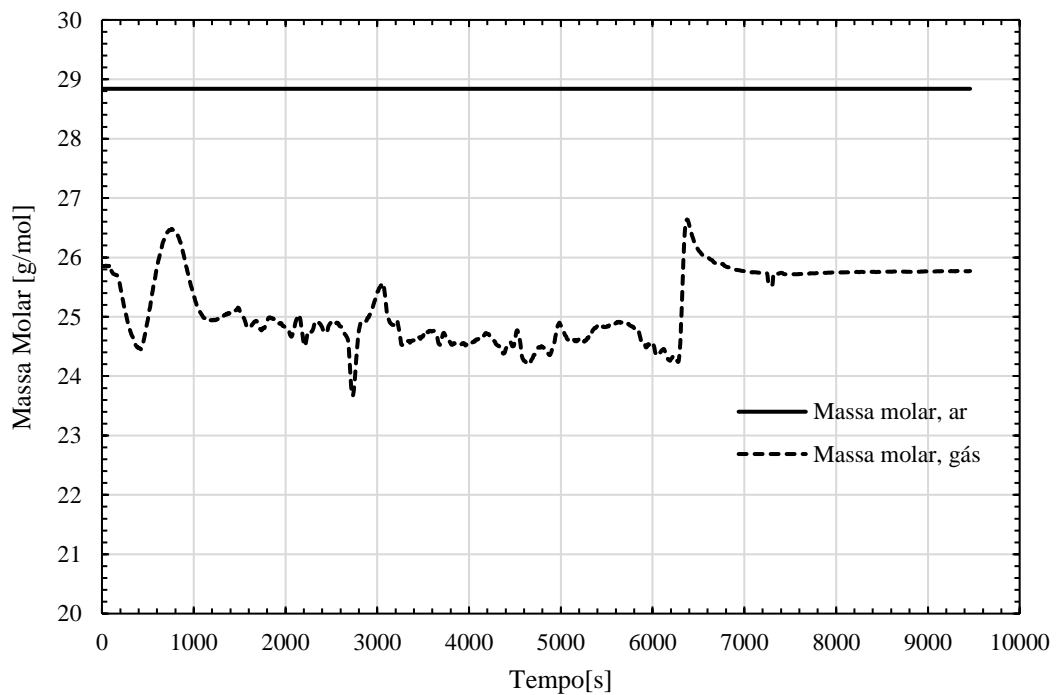


Figura A.2 – Massa molar determinada de gás de produção e ar, 1º ensaio.

2º ensaio:

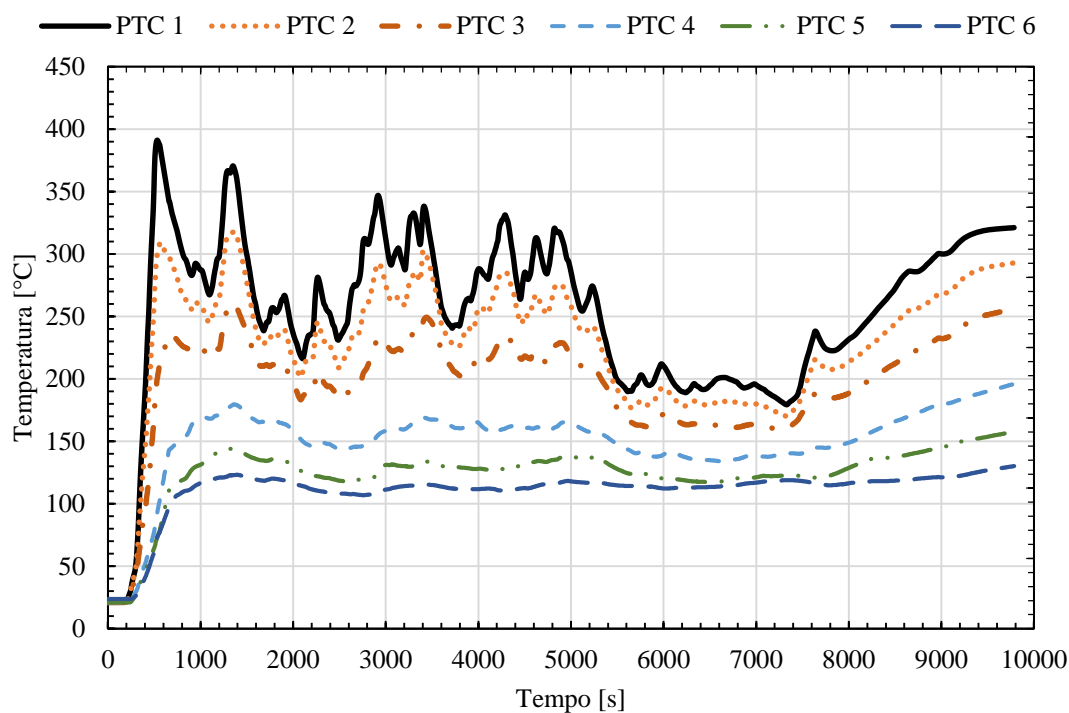


Figura A.3 – Temperaturas dos termopares inseridos na zona de pirólise do reator em função do tempo, 2º ensaio.

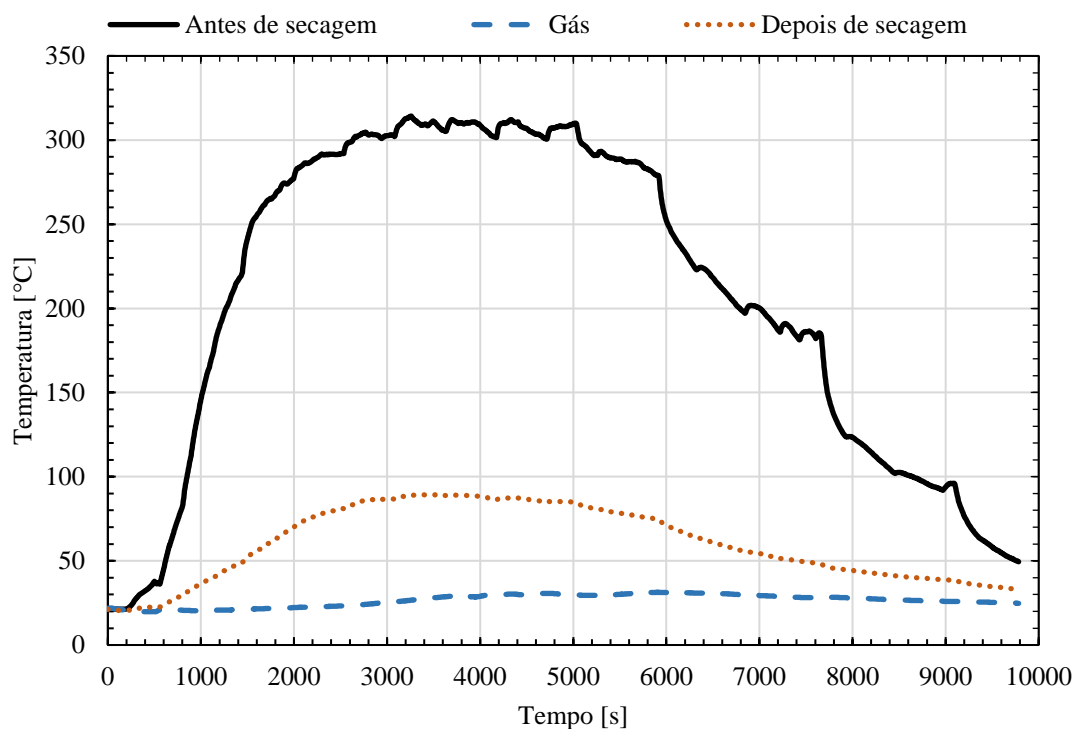


Figura A.4 – Temperaturas do gás antes de passar na zona de secagem, depois da zona de secagem e de saída, ou seja, depois do filtro de partículas, 2º ensaio.

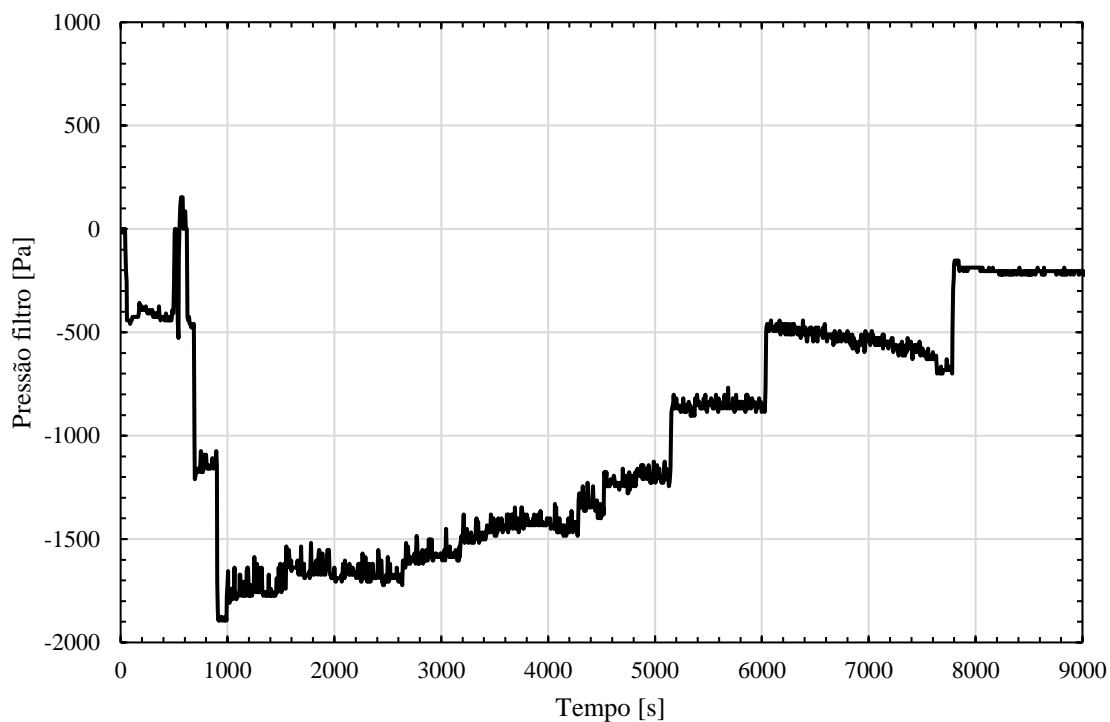


Figura A.5 – Pressão relativa registrada à saída do filtro de partículas, 2º ensaio.

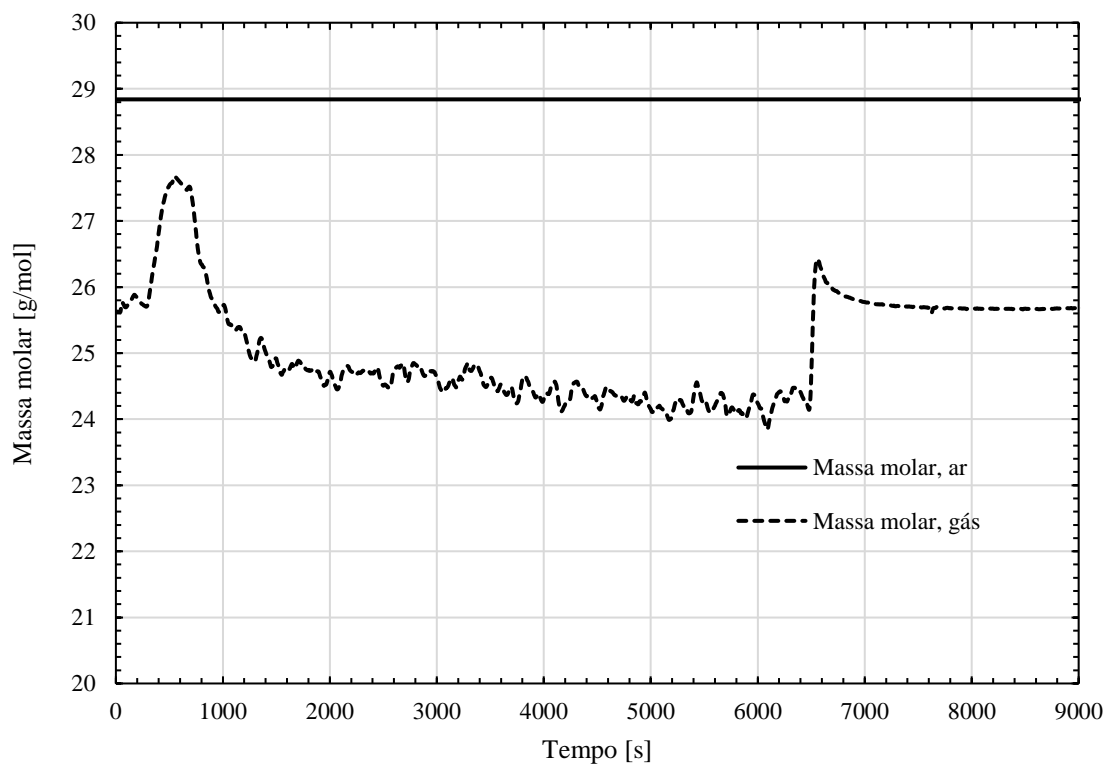


Figura A.6 – Massa molar determinada de gás de produção e ar, 2º ensaio.

4º ensaio:

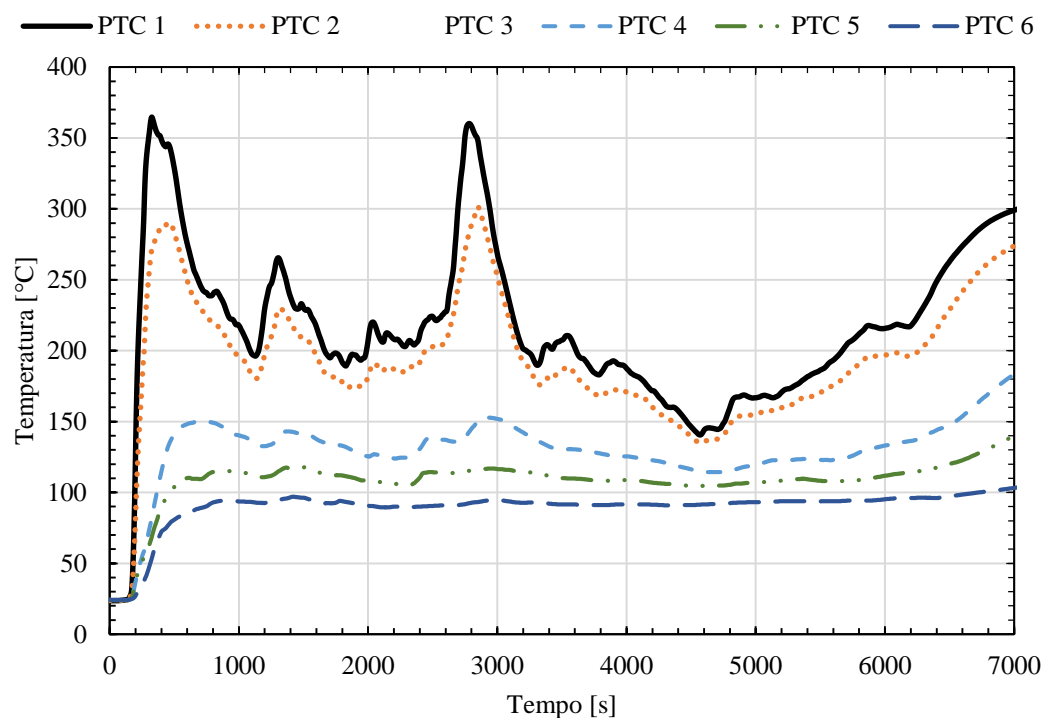


Figura A.7 – Temperaturas dos termopares na zona de pirólise, 4º ensaio.

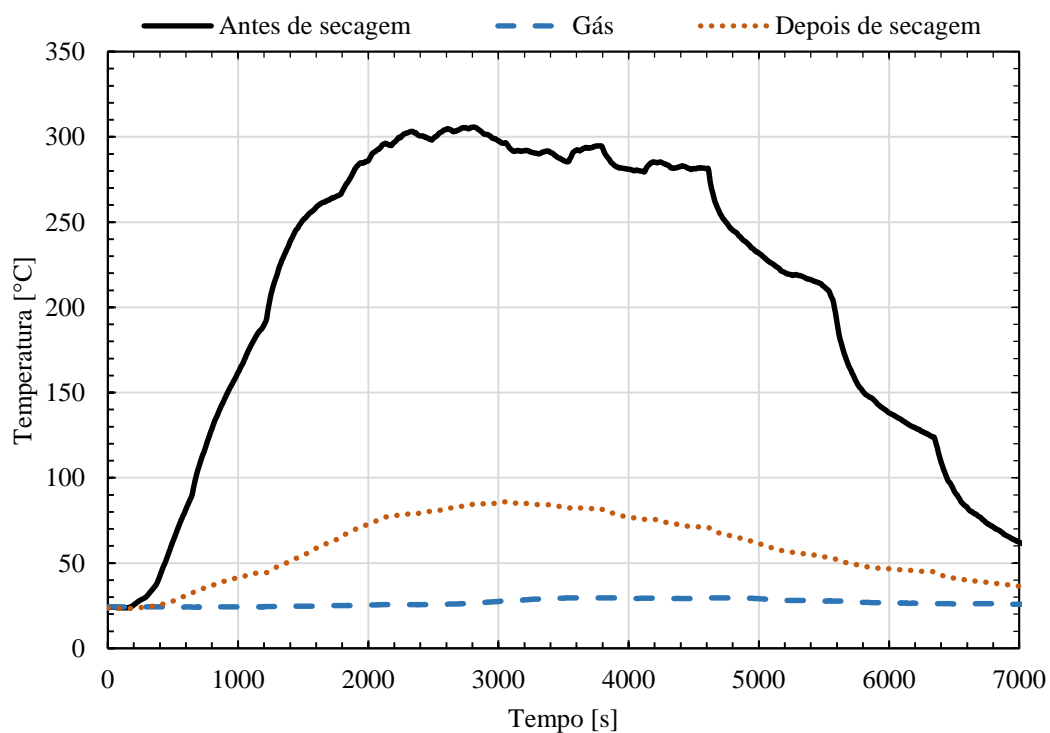


Figura A.8 – Temperaturas do gás antes de passar na zona de secagem, depois da zona de secagem e de saída, 4º ensaio.

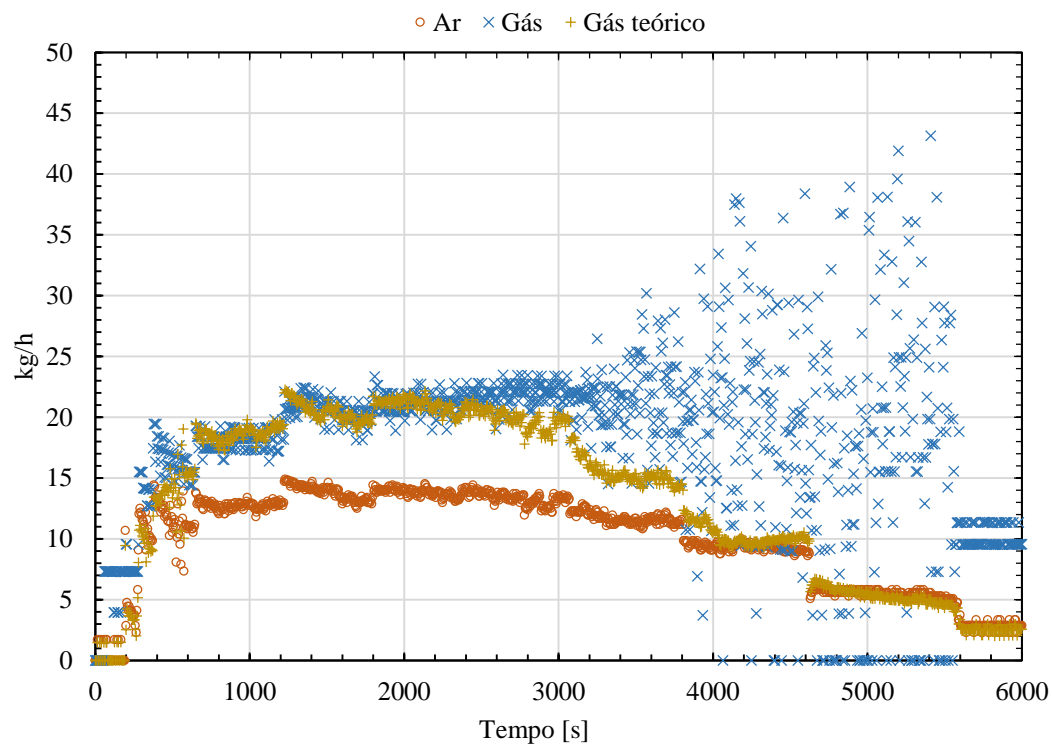


Figura A.9 – Caudal mássico de ar e gás produzido, 4º ensaio.

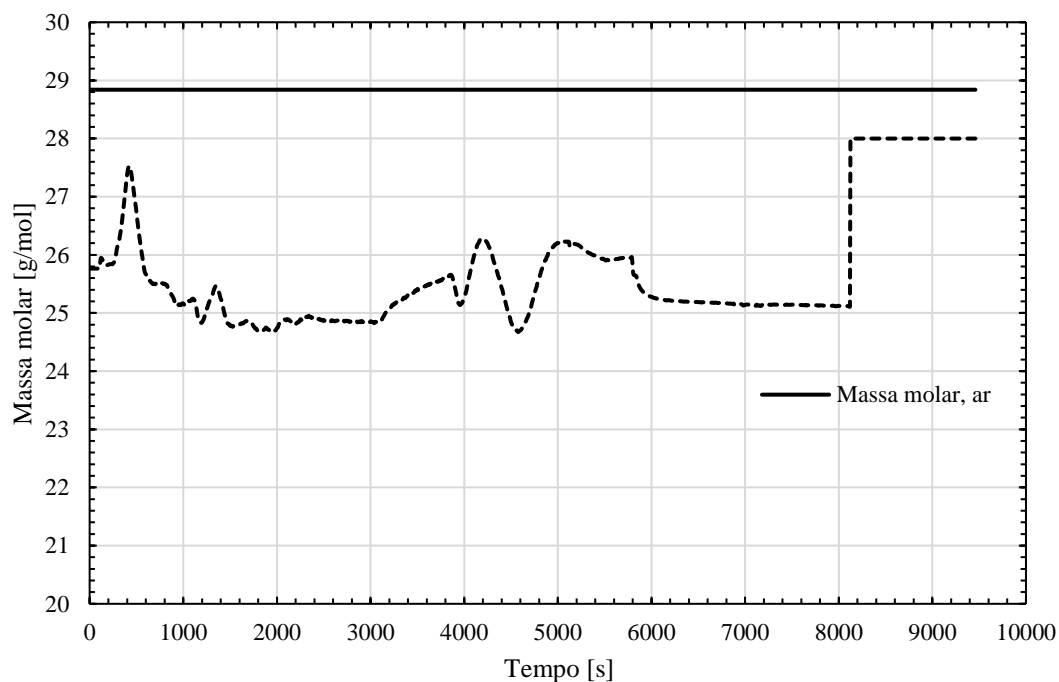


Figura A.10 – Massa molar registada e utilizada para o gás de produção e ar, 2º ensaio.

Arranque intermédio:

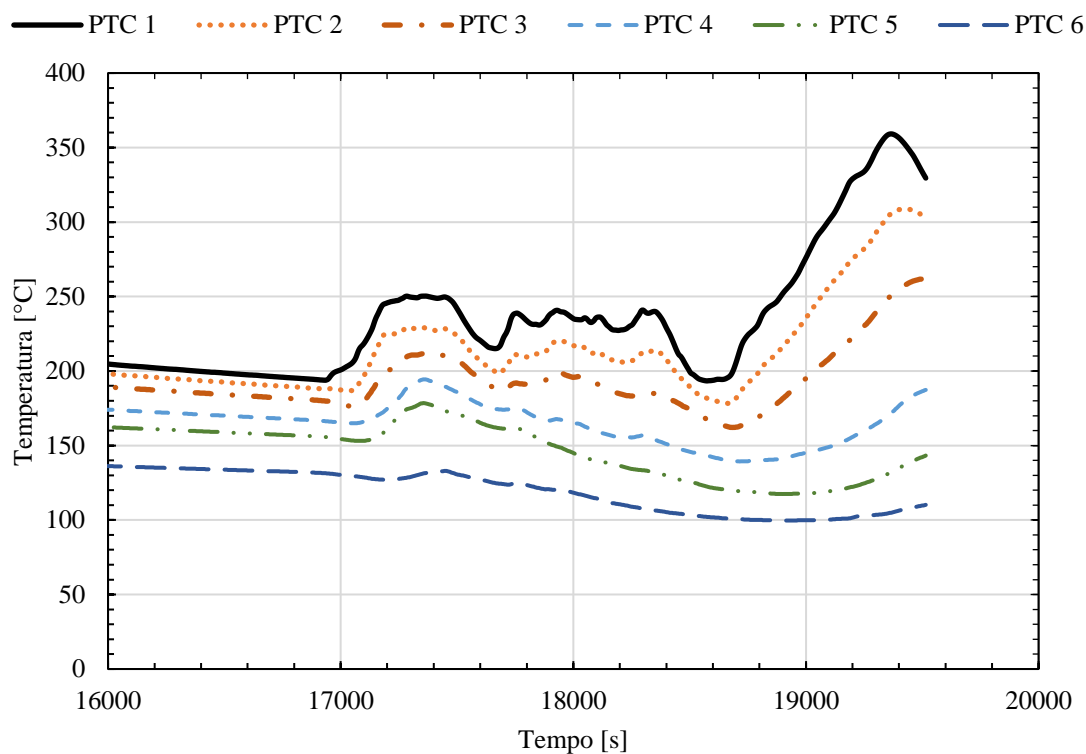


Figura A.11 – Temperaturas dos termopares na zona de pirólise, 4º ensaio – arranque intermédio.

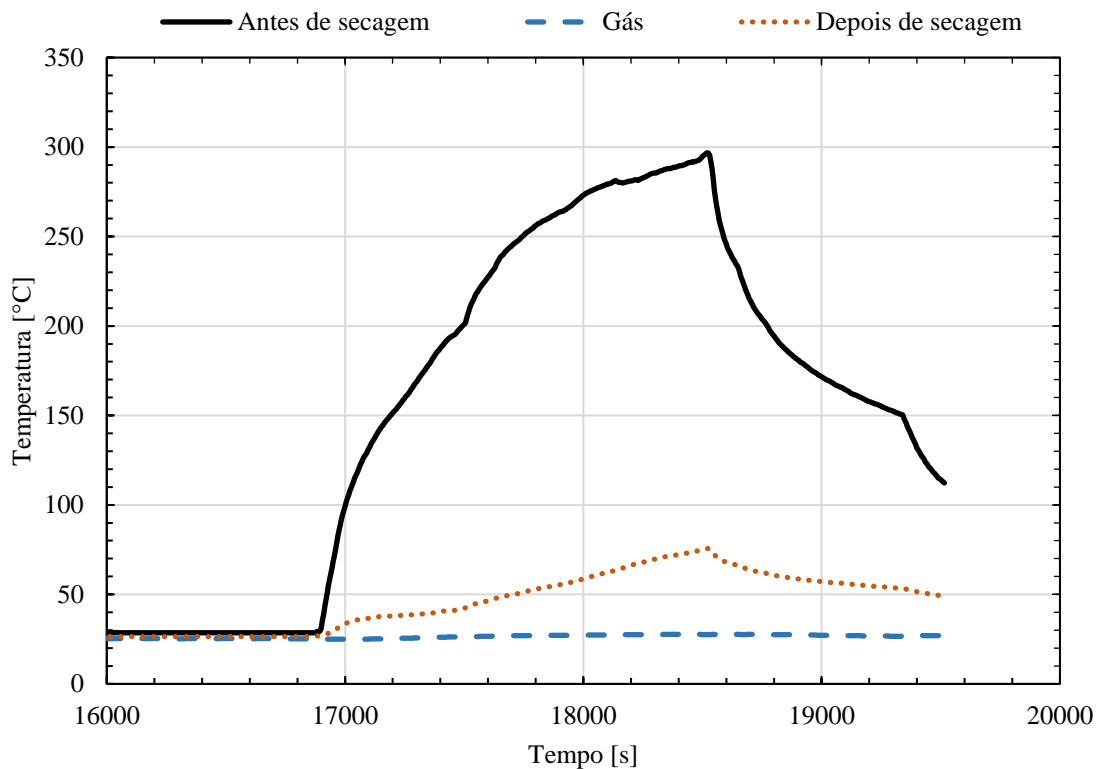


Figura A.12 – Temperaturas do gás antes de passar na zona de secagem, depois da zona de secagem e depois do filtro de partículas, 4º ensaio – arranque intermédio.

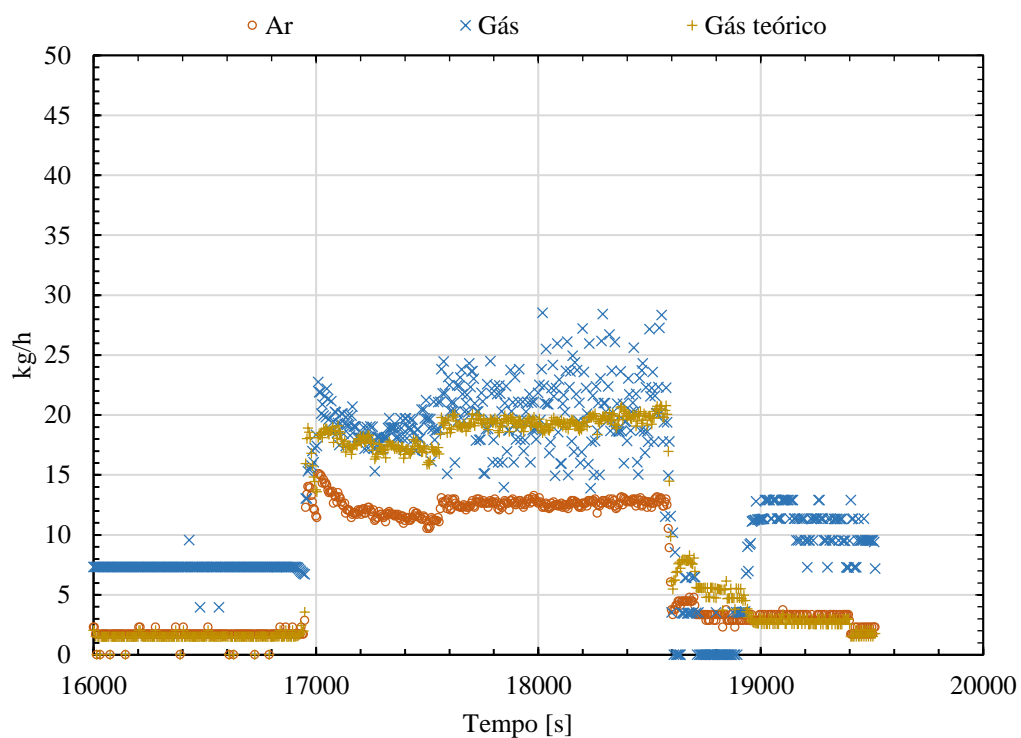


Figura A.13 – Caudal mássico de ar e gás produzido, 4º ensaio – arranque intermédio.

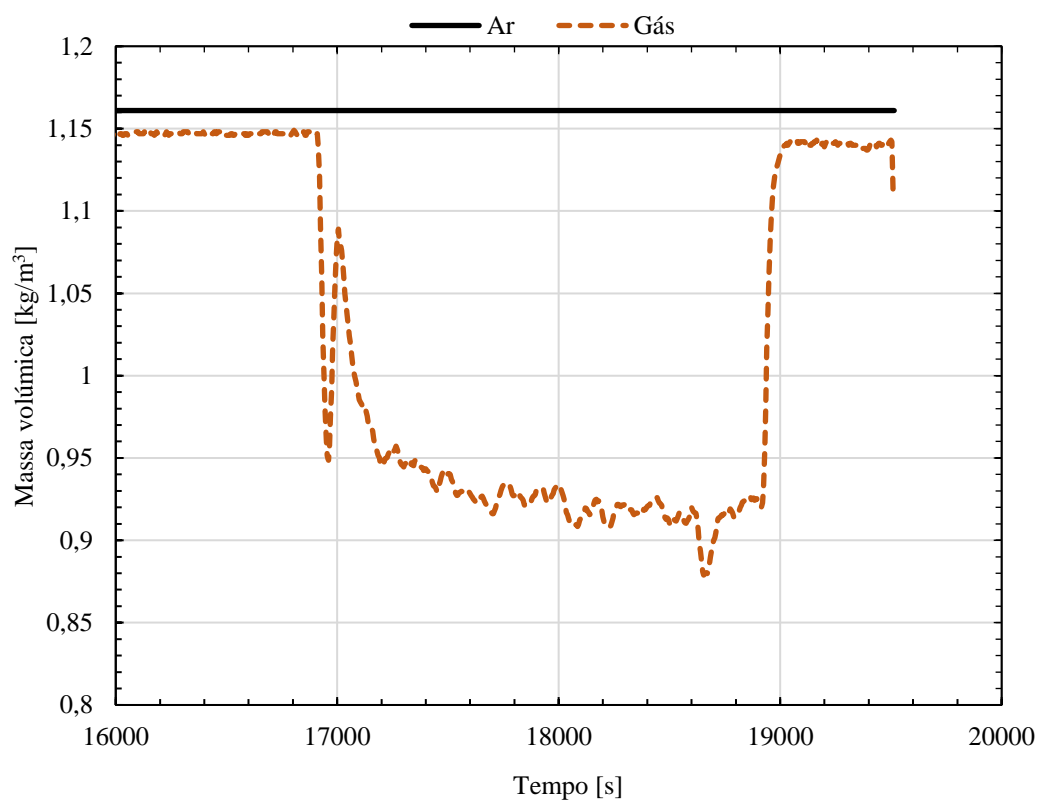


Figura A.14 – Massa volúmica determinada para o gás produzido e ar à entrada, 4º ensaio – arranque intermédio.

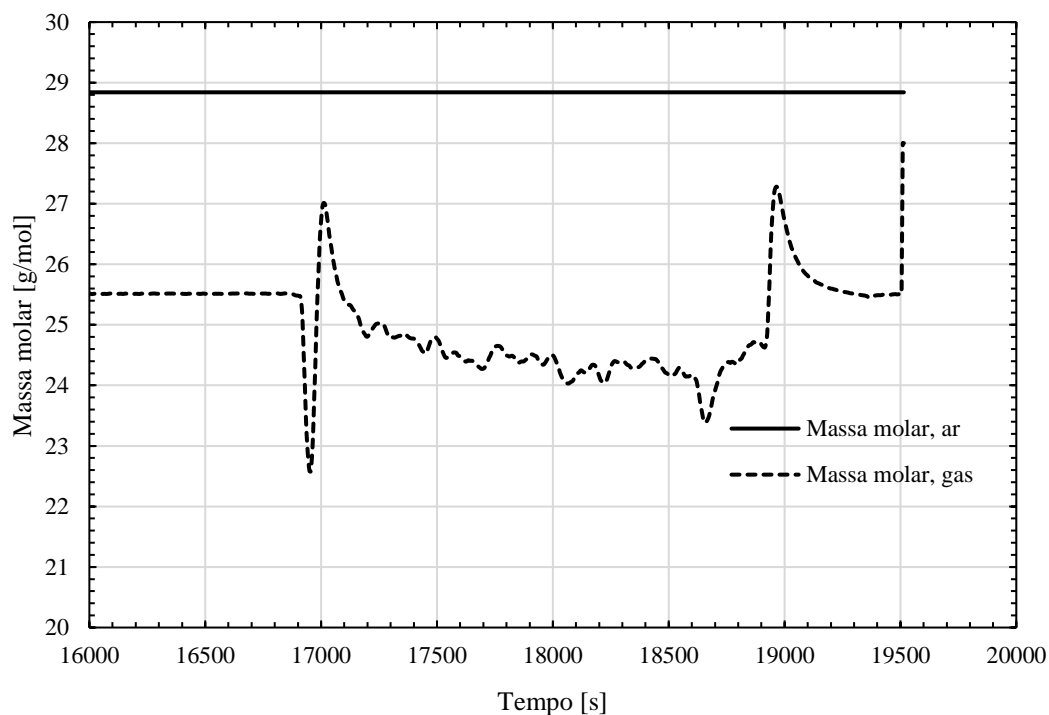


Figura A.15 – Massa molar determinada de gás de produção e ar, 4º ensaio – arranque intermédio.

Relativamente à pressão relativa registada à saída do filtro de partículas a Figura A.16 indica os valores registados ao longo de todo o 4º ensaio.

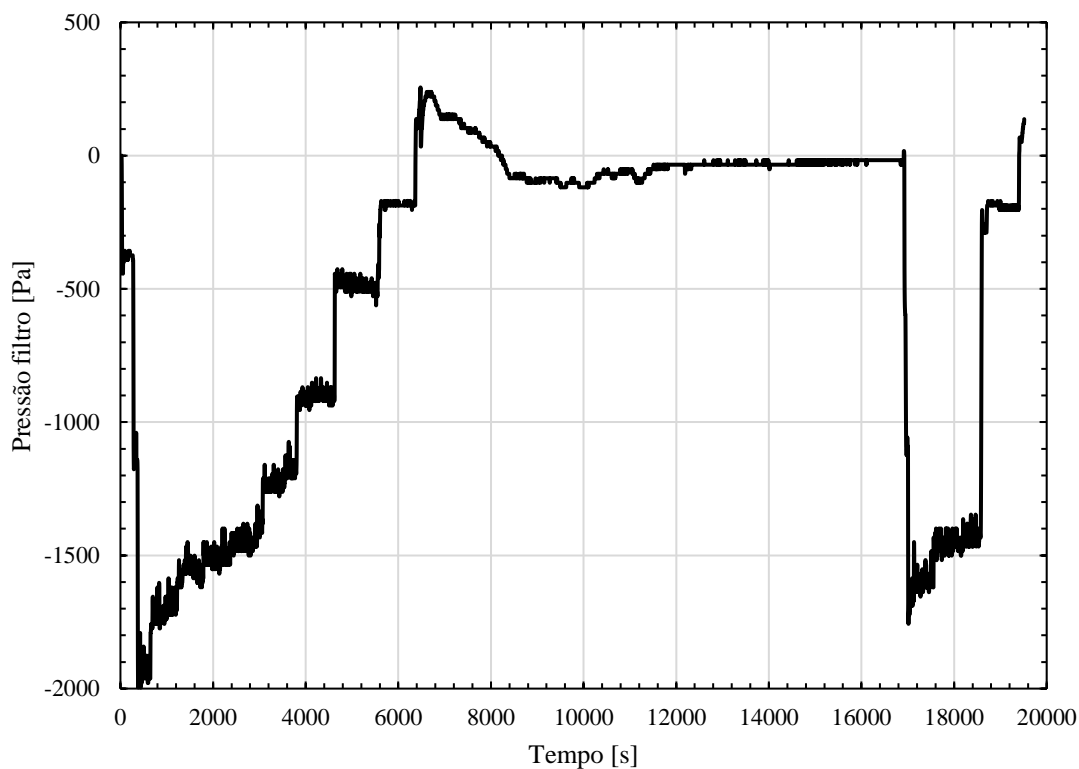


Figura A.16 – Pressão relativa registada à saída do filtro de partículas, 4º ensaio.



5º ensaio:

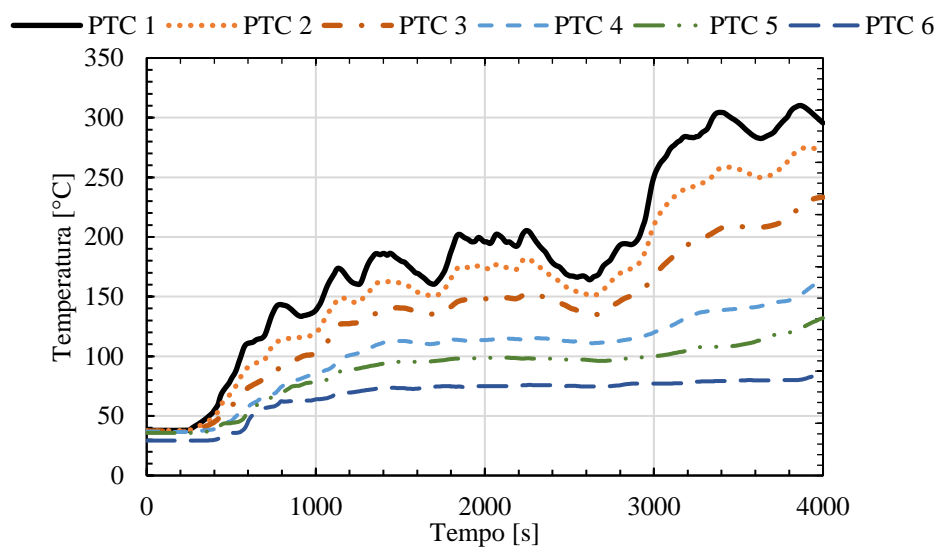


Figura A.17 – Temperaturas dos termopares inseridos na zona de pirólise do reator em função do tempo, 5º ensaio.

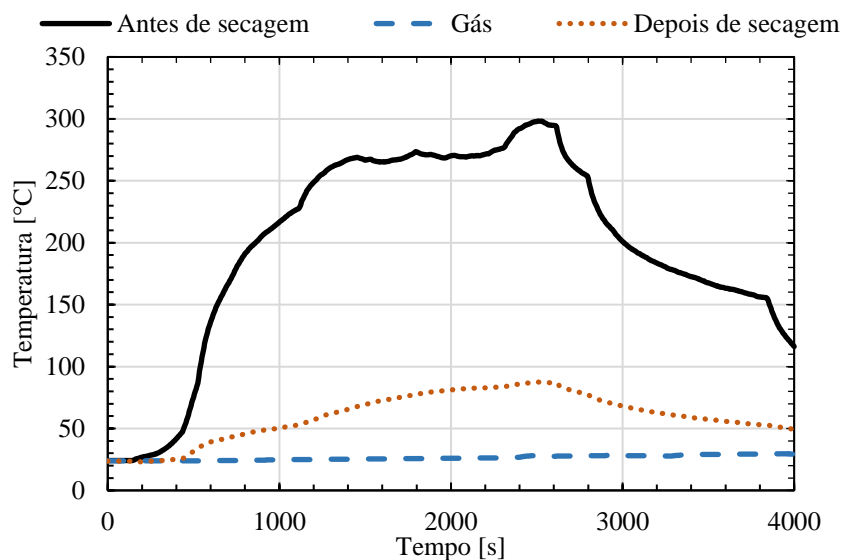


Figura A.18 – Temperaturas do gás antes de passar na zona de secagem, depois da zona de secagem e de saída do filtro de partículas, 5º ensaio.

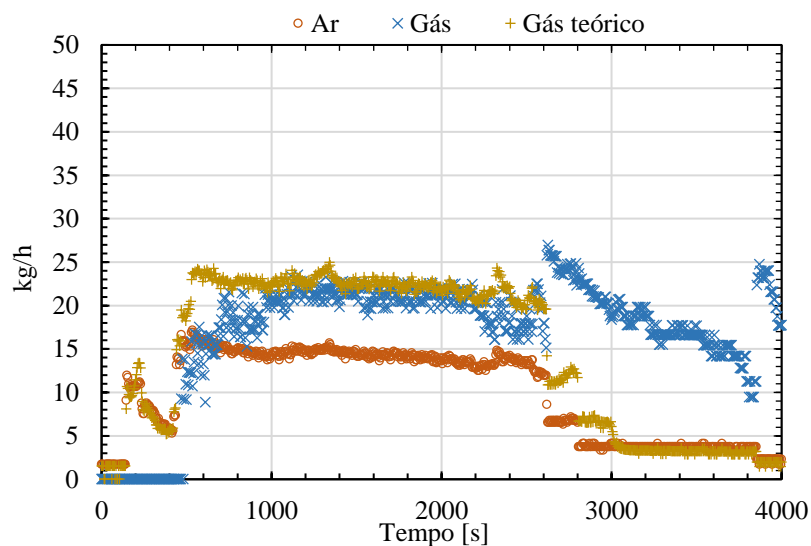


Figura A.19 – Caudal mássico de ar e gás produzido, 5º ensaio.

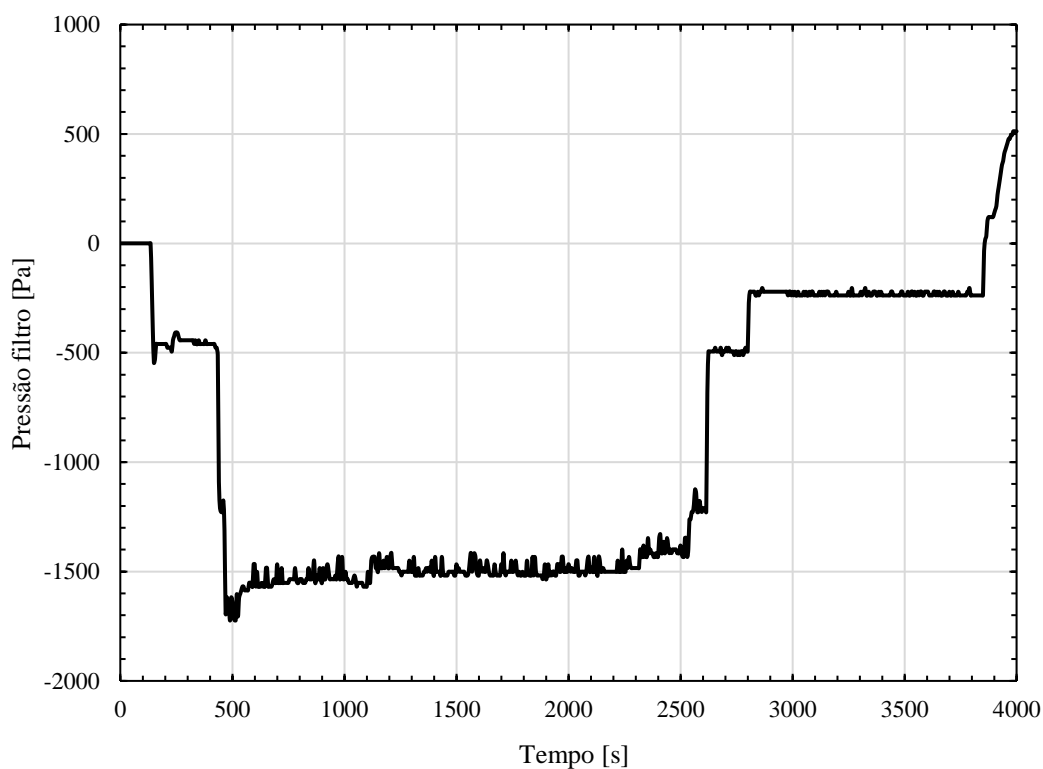


Figura A.20 – Pressão relativa registada à saída do filtro de partículas, 5º ensaio.

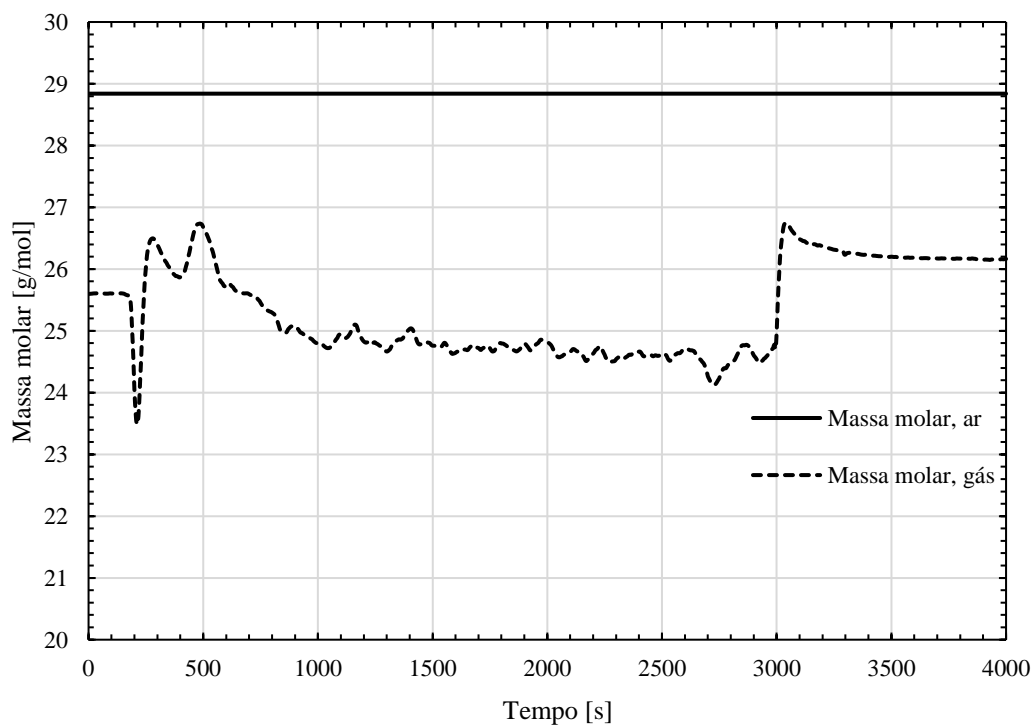


Figura A.21 – Massa molar determinada de gás de produção e ar, 5º ensaio.